

18.202 / H / 2003



## TUGAS AKHIR

KS 1701

### ANALISA AKSI KONTROL TEMPERATUR PADA ALAT *TEMPERATURE PROCESS RIG 38-600*



RSCP  
629.8  
Bud  
2-1  
2003

PERPUSTAKAAN ITS	
Tgl. Terima	7-4-2003
Terima Dari	H
No. Agenda Prp.	216730

OLEH :

**AGUNG BUDIARTO**

4297 100 025

**JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN  
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2003**

**ANALISA AKSI KONTROL TEMPERATUR PADA ALAT  
TEMPERATURE PROCESS RIG 38-600**

**TUGAS AKHIR**

Diajukan Guna Memenuhi Persyaratan  
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik  
Pada  
Jurusan Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya

Surabaya, 01 Januari 2003

Mengetahui / Menyetujui

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

  
Ir. Sardono Sarwito, M.Sc.

NIP. 131 651 255



  
DR. Ir. Abdul Munif, M.Eng.

NIP. 132 007 643



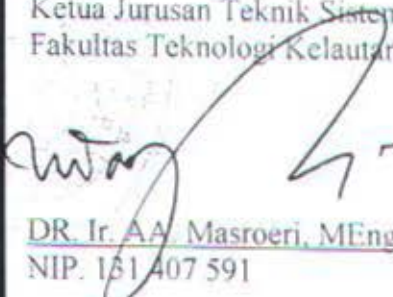
**FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN – ITS**  
**JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN**  
KAMPUS ITS KEPUTIH SUKOLILO SURABAYA 60111  
TLP. 5994754, 5994251 – PES. 1102 FAX. 5994754

**SURAT KEPUTUSAN Pengerjaan Tugas Akhir**  
**(KS 1701)**

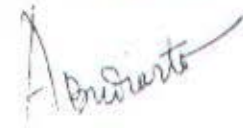
Sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik pada Jurusan Teknik Sistem Perkapalan Fakultas Teknologi Kelautan ITS, maka perlu diterbitkan Surat Keputusan Pengerjaan Tugas Akhir yang memberikan tugas kepada mahasiswa tersebut di bawah ini untuk mengerjakan Tugas sesuai dengan judul dan lingkup bahasan yang telah ditentukan.

Nama Mahasiswa : Agung Budiarto  
NRP : 4297 100 025  
Dosen Pembimbing : 1. Ir. Sardono Sarwito, MSc  
2. DR. Ir. Abdul Munif, MEng  
Tanggal diberikan Tugas :  
Tanggal diselesaikan Tugas :  
Judul Tugas Akhir : Analisa Aksi Kontrol Temperatur pada *alat Temperature Process Rig 38 – 600*


Surabaya,  
Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan  
Fakultas Teknologi Kelautan ITS

  
DR. Ir. AA Masroeri, MEng  
NIP. 131 407 591


Surabaya,  
Yang menerima tugas :  
Mahasiswa

  
Agung Budiarto  
NRP. 4297 100 025

Dosen Pembimbing I

  
Ir. Sardono Sarwito, MSc  
NIP. 132 651 255

Dosen Pembimbing II

  
DR. Ir. Abdul Munif, MEng  
NIP. 132 007 643



## ABSTRAK

*Dalam Tugas Akhir ini akan membandingkan dan menganalisa beberapa aksi kontrol yaitu aksi kontrol proporsional (P), kontrol proporsional plus integral (PI), kontrol proporsional plus integral plus derivatif (PID) yang diterapkan pada pengendalian temperatur pada alat Temperature Process Rig.*

*Dalam system yang dianalisa akan ada dua aliran fluida yaitu aliran fluida primer dan aliran fluida skunder, dimana aliran primer mempunyai temperatur yang lebih tinggi dari aliran skunder. Kedua aliran tersebut saling berhubungan tetapi tidak tercampur karena kedua aliran ini dihubungkan dengan heat exchanger. Dengan dihubungkannya kedua aliran tersebut dengan heat exchanger maka antara aliran primer dan aliran skunder akan terjadi pertukaran panas. Dengan pertukaran panas ini yang mendasari kedua aliran tersebut bisa dikontrol temperaturnya.*

*Kontrol temperatur ini dilakukan dengan jalan kontrol otomatis membandingkan temperatur sebenarnya dengan temperatur yang dikehendaki. Jika terdapat error antara temperatur sebenarnya dan temperatur yang dikehendaki maka kontrol otomatis akan memberikan sinyal kontrol untuk mengurangi error.*

*Hasil dari Tugas Akhir ini berupa aksi kontrol yang memberikan hasil kontrol yang optimal. Aksi kontrol yang optimal ini adalah aksi kontrol yang dapat memperkecil kesalahan sampai nol atau pada suatu nilai yang dapat ditoleransi, memiliki kecepatan respon cukup cepat dan menunjukkan peredaman yang layak serta memiliki kestabilan yang layak.*



## KATA PENGANTAR

Segala puji bagi Allah SWT, Tuhan semesta alam atas segala rahmat, hidayah serta ridho-Nyalah Tugas Akhir yang berjudul "ANALISA AKSI KONTROL TEMPERATUR PADA ALAT *TEMPERATURE PROCESS RIG 38-600*" ini dapat diselesaikan dengan baik dan tepat pada waktunya.

Penulisan Tugas Akhir ini banyak sekali mendapat bantuan dari berbagai pihak, untuk itu maka penulis mengucapkan terima kasih atas segala bantuannya. Ucapan terima kasih tersebut penulis sampaikan khususnya kepada :

1. Ayah dan Ibu tercinta yaitu Bapak MIARDI dan Ibu SURASTUTI yang telah memberikan kasih sayang, doa, semangat, dan memberikan segala-galanya kepada penulis tanpa pamrih, semoga Allah membalas segala kebbaikannya dan mengampuni segala dosanya amin.
2. Adikku tercinta Riska Ardiastuti atas segala pengertiannya dan hari-hari yang bahagia.
3. Titis Nur Pitakaningtyas atas bantuan material dan spiritual serta dorongan semangat yang tiada hentinya serta kebahagiaan dan ketenangan yang selalu penulis rasakan.
4. Dosen wali sekaligus dosen pembimbing I Tugas Akhir, Ir Sardono Sarwito, MSc serta dosen pembimbing II Tugas Akhir , DR. Ir. Abdul Munif, MEng atas segala bimbingan dan pengertian-pengertiannya sehingga menambah pengetahuan dan pengalaman penulis.
5. Kajor Teknik Sistem Perkapalan Dr.Ir. AA. Masroeri,MEng, Sekjur Teknik Sistem Perkapalan atas segala bantuannya selama ini.

6. Seluruh staf dosen dan karyawan Jurusan Teknik Sistem Perkapalan atas segala bantuan dan kerjasamanya.
7. Penghuni Lab Listrik dan Otomatisasi Kapal mas Heru dan mas Agus atas segala bantuan dan kerjasamanya serta menemani penulis di Lab pagi, siang dan malam.
8. "Omah lor" Bapak Waluyo, Ibu Endang, Pram, Riris dan Fitra atas segala bantuan baik moril maupun material.
9. Anif dan Didik "Letman kentir" yang telah memberikan ilmu dan bantuan serta telah menjadi partner Tugas Akhir penulis.
10. Anang, Dawest, Kunjung dan penghuni kost 27B atas hari-hari yang menyenangkan dan menyebarkan terima kasih atas segalanya saudaraku.
11. Untuk semua angkatan 97 Teknik Sistem Perkapalan terima kasih atas semangat dan kebersamaannya selama ini, semoga semua berhasil.
12. Seluruh pihak yang telah memberikan bantuan dan tidak dapat disebutkan satu persatu terima kasih atas segala bantuannya.

Penulis menyadari bahwa Tugas akhir ini masih banyak kelemahan dan kekurangan, untuk itu kritik dan saran yang membangun dari semua pihak penulis harapkan demi kesempurnaan dari Tugas Akhir ini. Demikian semoga apa yang penulis lakukan dapat bermanfaat bagi semuanya amin.

Surabaya, Januari 2003

Penulis

## DAFTAR ISI

Abstrak	i
Kata Pengantar	ii
Daftar Isi	iv
Daftar Gambar	ix
Daftar Tabel	xi
Daftar Notasi	xii
BAB I PENDAHULUAN	
1.1. Latar Belakang	I-1
1.2. Perumusan Masalah	I-2
1.3. Tujuan Tugas Akhir	I-3
1.4. Batasan Masalah	I-3
1.5. Sistematika Tugas Akhir	I-5
BAB II DASAR TEORI	
2.1. Sistem Pengendalian Proses	II-1
2.2. Elemen-elemen Sistem Pengendalian Otomatis	II-2
2.3. Sistem Pengendalian Manual Temperatur	II-6
2.4. Kerja Sistem Pengendalian Otomatis	II-8
2.5. Pengendalian Proporsional	II-9
2.6. Pengendalian Integral dan Proporsional Plus Integral	II-11
2.6.1. Pengendalian Integral	II-12
2.6.2. Pengendalian Proporsional Plus Integral	II-13
2.7. Pengaruh Proporsional Band dan Integral Time pada Sistem Pengendalian	II-13



2.8. Pengendalian Proporsional Integral Derivatif	II-14
2.9. Kriteria Kestabilan	II-15
2.9.1. Kriteria Kestabilan Routh	II-15
2.10. Perpindahan Panas	II-18
2.11. Kekekalan Energi	II-18
2.11.1. Kekekalan Energi pada Suatu Volume Atur	II-18
2.11.2. Keseimbangan Energi Permukaan	II-19
2.12. Alat Penukar Panas	II-19
2.12.1. Tipe Alat Penukar Panas	II-19
2.12.2. Perhitungan Untuk Plate Heat Exchanger	II-21
BAB III METODOLOGI	
3.1. Umum	III-1
3.2. Studi Literatur	III-2
3.3. Pemodelan Matematis dan Pemodelan Blok Sistem	III-2
3.4. Eksperimen <i>Temperature Process Rig</i>	III-3
3.5. Analisa Karakteristik Dinamik Masing-masing Aksi Kontrol	III-5
3.6. Eksekusi Pemilihan	III-5
3.7. Kesimpulan	III-6
3.8. Flowchart	III-7
BAB IV ANALISA PENGENDALIAN TEMPERATUR pada <i>TEMPERATURE PROCESS RIG</i>	
4.1. Pemodelan Matematis	IV-1
4.1.1. Pemodelan Matematis	IV-1
4.1.1.1. Dinamika Fluida dalam Shell	IV-2

4.1.1.2. Dinamika Fluida dalam Tube	IV-5
4.1.1.3. Elemen Pengendali Akhir	IV-7
4.1.1.4. Elemen Transmitter	IV-8
4.2. Pemodelan Blok	IV-9
4.2.1. Diagram Blok untuk Kontrol Proporsional	IV-13
4.2.2. Diagram Blok untuk Kontrol Proporsional Plus Integral	IV-13
4.2.3. Diagram Blok untuk Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif	IV-14
4.3. Analisa Hasil Eksperimen	IV-16
4.3.1. Respon Transien	IV-17
4.3.2. Respon Tangga Satuan	IV-19
4.3.2.1. Sistem Orde Satu	IV-19
4.3.2.2. Sistem Orde Dua	IV-19
4.3.2.3. Sistem Orde Tiga	IV-20
4.3.3. Analisa Respon Transien Hasil Eksperimen	IV-21
4.3.3.1. Data Eksperimen untuk Kontrol Proporsional	IV-23
4.3.3.2. Data Eksperimen untuk Kontrol Proporsional Plus Integral	IV-25
4.3.3.2.1. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=10%	IV-25
4.3.3.2.2. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=20%	IV-26
4.3.3.2.3. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=30%	IV-28
4.3.3.2.4. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=40%	IV-30
4.3.3.2.5. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=50%	IV-32
4.3.3.2.6. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=60%	IV-33

4.3.3.2.7. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan $I=70\%$	IV-35
4.3.3.3. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif	IV-37
4.3.3.3.1. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=60, D=10$	IV-37
4.3.3.3.2. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $PB=5\%, I=60\%$	IV-39
4.3.3.3.3. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=20\%, D=10\%$	IV-40
4.3.3.3.4. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=20\%, D=20\%$	IV-42
4.3.3.3.5. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=20\%, D=30\%$	IV-44
4.3.3.3.6. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30\%, D=10\%$	IV-46
4.3.3.3.7. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30\%, D=20\%$	IV-47
4.3.3.3.8. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30\%, D=30\%$	IV-49
4.3.3.3.9. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30\%, D=40\%$	IV-51
4.3.3.3.10. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30\%, D=50\%$	IV-53
4.3.3.3.11. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=40\%, D=10\%$	IV-54



4.3.3.3.12. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif	
dengan $I=40\%$ , $D=20\%$	IV-56
4.3.3.3.13. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif	
dengan $I=40\%$ , $D=30\%$	IV-58
4.3.3.3.14. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif	
dengan $I=50\%$ , $D=10\%$	IV-60
4.3.4. Analisa Hasil Pengendalian yang Optimal	IV-61

## BAB V KESIMPULAN

## DAFTAR PUSTAKA

## LAMPIRAN

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Blok Diagram Sistem Pengendalian Otomatis	II-2
Gambar 2.2 Blok Diagram Umum Sistem Pengendalian	II-5
Gambar 2.3 Sistem Pengendalian Temperatur Manual	II-7
Gambar 2.4 Diagram Kotak Sistem Pengendalian Manual	II-8
Gambar 2.5 Diagram Kotak Pengendalian Proporsional	II-9
Gambar 2.6 Response Sebuah Pengendalian Proporsional	II-11
Gambar 2.7 Alat Penukar Panas Tube Konsentrik	II-20
Gambar 3.1 Flowchart Pengejaan Tugas Akhir	III-7
Gambar 4.1 Gambar Sistem Kontrol Temperatur	IV-10
Gambar 4.2 Diagram Blok Sistem Secara Umum	IV-12
Gambar 4.3 Diagram Blok Sistem Kontrol Proporsional	IV-13
Gambar 4.4 Diagram Blok Sistem Kontrol Proporsional Plus Integral	IV-14
Gambar 4.5 Diagram Blok Sistem Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif	IV-15
Gambar 4.6 Gambar Susunan Kontrol P, PI, PID untuk Eksperimen	IV-16
Gambar 4.7 Kurva Respon Tangga Satuan yang Menunjukkan $t_d, t_r, t_p, t_s, M_p$	IV-18
Gambar 4.8 Grafik Respon Transien Aksi Kontrol	IV-21
Gambar 4.9 Grafik Respon Transien Aksi Kontrol	IV-22
Gambar 4.10 Grafik Besarnya PB Vs Besarnya <i>offset</i>	IV-24
Gambar 4.11 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> untuk $I=10\%$	IV-26
Gambar 4.12 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=20\%$	IV-28
Gambar 4.13 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=30\%$	IV-29
Gambar 4.14 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=40\%$	IV-31

Gambar 4.15 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=50\%$	IV-33
Gambar 4.16 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=60\%$	IV-35
Gambar 4.17 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=70\%$	IV-36
Gambar 4.18 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=60\%$ dan $D=10\%$	IV-38
Gambar 4.19 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $PB=5\%$ dan $I=60\%$	IV-40
Gambar 4.20 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=20\%$ dan $D=10\%$	IV-42
Gambar 4.21 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=20\%$ dan $D=20\%$	IV-43
Gambar 4.22 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=20\%$ dan $D=20\%$	IV-45
Gambar 4.23 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=30\%$ dan $D=20\%$	IV-47
Gambar 4.24 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=30\%$ dan $D=20\%$	IV-49
Gambar 4.25 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=30\%$ dan $D=30\%$	IV-50
Gambar 4.26 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=30\%$ dan $D=40\%$	IV-52
Gambar 4.27 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=30\%$ dan $D=50\%$	IV-54
Gambar 4.28 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=40\%$ dan $D=10\%$	IV-56
Gambar 4.29 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=40\%$ dan $D=20\%$	IV-57
Gambar 4.30 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=40\%$ dan $D=30\%$	IV-59
Gambar 4.31 Grafik Pencapaian <i>Steady State</i> dengan $I=50\%$ dan $D=10\%$	IV-61



## DAFTAR TABEL

Tabel 4.1 Data Eksperimen untuk kontrol P	IV-23
Tabel 4.2 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=10%	IV-25
Tabel 4.3 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=20%	IV-26
Tabel 4.4 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=30%	IV-28
Tabel 4.5 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=40%	IV-30
Tabel 4.6 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=50%	IV-32
Tabel 4.7 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=60%	IV-33
Tabel 4.8 Data Eksperimen untuk kontrol PI dengan I=70%	IV-35
Tabel 4.9 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=60% dan D=10%	IV-37
Tabel 4.10 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan PB=5% dan I=60%	IV-39
Tabel 4.11 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=20% dan D=10%	IV-40
Tabel 4.12 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=20% dan D=20%	IV-42
Tabel 4.13 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=20% dan D=30%	IV-44
Tabel 4.14 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=30% dan D=10%	IV-46
Tabel 4.15 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=30% dan D=20%	IV-47
Tabel 4.16 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=30% dan D=30%	IV-49
Tabel 4.17 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=30% dan D=40%	IV-51
Tabel 4.18 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=30% dan D=50%	IV-53
Tabel 4.19 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=40% dan D=10%	IV-54
Tabel 4.20 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=40% dan D=20%	IV-56
Tabel 4.21 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=40% dan D=30%	IV-58
Tabel 4.22 Data Eksperimen untuk kontrol PID dengan I=50% dan D=10%	IV-60

## DAFTAR NOTASI

- $E_{in}$  : laju energi panas yang masuk ke dalam kontrol volume
- $E_g$  : energi panas yang timbul
- $E_{out}$  : laju energi panas yang meninggalkan kontrol volume
- $E_{st}$  : laju energi panas yang tersimpan dalam kontrol volume
- $T$  : Temperatur
- $C$  : Kapasitas panas dari fluida dan bidang batas
- $m_p$  : laju aliran massa fluida dari *Temperature Process Rig* (kg/det)
- $C_{pp}$  : kapasitas panas fluida dari *Temperature Process Rig* (kJ/kg<sup>0</sup>K)
- $T_{pi}, T_{po}$  : temperatur input dan out fluida dari *Temperature Process Rig* (<sup>0</sup>K)
- $A$  : luas permukaan perpindahan panas (m<sup>2</sup>)
- $U$  : koefisien perpindahan panas keseluruhan (kJ/det m<sup>0</sup>K)
- $m_d$  : laju aliran fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* (kg/det)
- $C_{pd}$  : kapasitas panas fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* (kJ/kg<sup>0</sup>K)
- $T_{di}, T_{do}$  : temperatur input dan output fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* (<sup>0</sup>K)
- $C_{ps}, C_{pt}$  : kapasitas panas *shell* dan *tube* (kJ/kg<sup>0</sup>K)
- $M_p, M_t$  : massa fluida dari *Temperature Process Rig* dan *tube* (kg)
- $\Delta T_{am}$  : perbedaan temperatur aritmatik (<sup>0</sup>K)

- $x_o(s)$  : laju aliran keluar dari *control valve*
- $x_i(s)$  : sinyal masukan *control valve*
- $k$  : *gain* total *control valve*
- $\tau_{cv}$  : konstanta waktu dari *control valve*
- $\tau_{cv}$  : konstanta waktu dari *control valve* (detik)
- $T_s$  : *time stroke* (detik)
- $R_v$  : perbandingan konstanta waktu dengan *time stroke*
- $T_w$  : temperatur thermokopel
- $T_{do}$  : temperatur output air yang berasal dari *Basic Process Rig*
- $K$  : *gain* transmitter
- $\tau$  : konstanta waktu thermokopel



## BAB I

### PENDAHULUAN

#### 1.1. Latar Belakang

Kontrol otomatis telah memegang peranan yang sangat penting dalam perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi. Disamping sangat diperlukan pada pesawat ruang angkasa, peluru kendali, system pengendali pesawat dan lain sebagainya, kontrol otomatis telah menjadi bagian yang penting dan terpadu dari proses pabrik dan industri modern misalnya kontrol otomatis perlu sekali dalam operasi industri seperti pengontrolan tekanan, suhu, kelembaban, viskositas, dan arus dalam industri proses.

Karena kemajuan dalam teori dan praktek kontrol otomatis memberikan kemudahan dalam mendapatkan performansi dari sistem dinamik, mempertinggi kualitas dan menurunkan biaya produksi, mempertinggi laju produksi serta meniadakan pekerjaan-pekerjaan rutin yang harus dikerjakan manusia. Selain itu juga kemajuan teori dan praktek kontrol otomatis telah melahirkan berbagai alat yang disusun untuk melaksanakan kontrol otomatis ini. Dari alat-alat tersebut perlu diketahui kontrol jenis apa yang optimal jika diterapkan padanya guna mendapatkan hasil kontrol yang optimal sesuai dengan yang diinginkan. Alat tersebut salah satunya adalah *Temperature Process Rig 38-600* yang ada di Laboratorium Listrik dan Otomatisasi Kapal Jurusan Teknik Sistem Perkapalan – FTK – ITS. Selain untuk mendapatkan hasil kontrol yang optimal Tugas Akhir ini juga dilatar belakangi bagaimana operasi dari alat tersebut.

Kontrol otomatis terdiri dari kontroller otomatis, aktuator, "plant", dan sensor. Dimana kontroller akan mendeteksi sinyal kesalahan. Sedangkan aktuator adalah alat daya yang menghasilkan masukan ke "Plant" sesuai dengan sinyal kontrol sedemikian rupa sehingga sinyal umpan balik akan berkaitan dengan sinyal masukan acuan. Keluaran dari kontroller otomatis akan dimasukkan ke dalam aktuator. Sedangkan sensor adalah alat yang mengubah variabel yang sesuai seperti perpindahan, tekanan, atau tegangan yang dapat digunakan untuk membandingkan keluaran dengan sinyal masukan (*Setting point*).

Pada pengontrolan temperature ini akan ada dua fluida yaitu aliran primer dan aliran skunder dimana kedua aliran ini saling berhubungan namun tidak secara langsung. Kedua aliran ini diharapkan terjadi pertukaran panas sehingga kedua aliran ini harus memiliki perbedaan temperatur. Jika terjadi pertukaran panas maka temperatur aliran yang panas bisa diturunkan dan temperatur yang sebelumnya rendah bisa dinaikkan. Dari dasar tersebut maka kita bisa mengatur temperature pada aliran tersebut dengan kata lain kita bisa melakukan pengontrolan pada aliran tersebut.

## 1.2. Perumusan Masalah

Dengan menganalisa dan membandingkan beberapa aksi kontrol yaitu, kontrol proporsional (P), kontrol proporsional plus integral (PI), kontrol proporsional plus integral plus derivatif (PID) yang diterapkan pada aksi kontrol temperatur untuk alat *Temperature Process Rig*, akan diketahui karakteristik dinamik masing-masing aksi kontrol serta didapat aksi kontrol yang memberikan



hasil paling optimum untuk masing-masing aksi kontrol temperatur pada alat tersebut.

### 1.3. Tujuan Tugas Akhir

Menganalisa aksi kontrol yang memberikan hasil paling optimal untuk pengontrolan temperatur pada alat *Temperature Process Rig*. Aksi kontrol yang optimal adalah aksi yang memiliki kesalahan atau *error* yang paling kecil, mempunyai kestabilan mutlak maupun relatif serta memiliki kecepatan respon yang cepat dan menunjukkan peredaman yang baik.

### 1.4. Batasan Masalah

Dalam pembahasan Tugas Akhir ini akan dibatasi dalam hal :

1. Aksi kontrol hanya diterapkan pada alat *Temperature Process Rig*
2. Fluida yang digunakan adalah air
3. Pengaruh kondisi lingkungan diabaikan
4. Aliran dalam pipa diasumsikan laminar
5. Tipe aliran dalam pipa diasumsikan *plug flow* (hanya cairan yang mengalir dalam pipa)



---

### 1.5. Sistematika Tugas Akhir

Tugas Akhir ini akan disusun dengan sistematika penulisa sebagai berikut :

#### BAB I PENDAHULUAN

Pada bab pertama ini akan dibahas mengenai latar belakang penulisan Tugas Akhir, perumusan masalah, tujuan Tugas Akhir, batasan masalah dan sistematika Tugas Akhir.

#### BAB II DASAR TEORI

Pada bab dua ini akan dibahas mengenai teori-teori yang berhubungan dengan sistem kontrol, peralatan yang akan digunakan pada Tugas Akhir ini serta teori-teori lain yang bisa mendukung Tugas Akhir ini.

#### BAB III METODOLOGI

Pada bab ketiga akan dibahas mengenai metodologi yang digunakan dengan tujuan untuk memecahkan permasalahan yang diangkat.

#### BAB IV ANALISA PENGENDALIAN TEMPERATUR pada *TEMPERATURE PROCESS RIG*

Pada bab keempat akan dimodelkan secara matematis dan model blok dari sistem serta analisa data-data yang telah diperoleh, hasil-hasil yang akan dicapai dalam pengerjaan Tugas Akhir dan kemungkinan realisasi pengembangan sistem kontrol temperatur.

#### BAB V KESIMPULAN

Pada bab kelima akan berisi kesimpulan dari Tugas Akhir yang telah diselesaikan.

## BAB II

### DASAR TEORI

#### 2.1. Sistem Pengendalian Proses

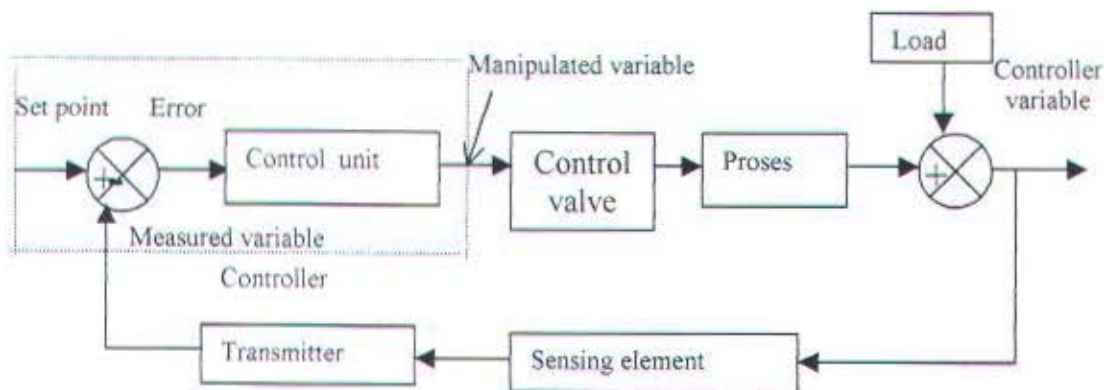
Hampir semua proses dalam dunia industri membutuhkan peralatan-peralatan otomatis untuk mengendalikan parameter-parameter prosesnya. Otomatisasi tidak saja diperlukan demi kelancaran operasi, keamanan, ekonomi, maupun mutu produk, tetapi lebih pada kebutuhan pokok.

Ada banyak parameter yang harus dikendalikan di dalam suatu proses. Di antaranya yang paling umum adalah tekanan di dalam sebuah pipa, aliran di dalam pipa, temperatur di unit proses seperti *heat exchanger*, atau permukaan zat cair di sebuah tangki. Ada beberapa parameter lain di luar keempat parameter di atas yang cukup penting dan juga perlu dikendalikan karena kebutuhan spesifik proses, diantaranya pH di industri petrokimia, *water cut* (BS&W) di ladang minyak mentah, warna produk di suatu fasilitas pencairan gas (NGL) dan sebagainya.

Gabungan serta kerja alat-alat pengendalian otomatis itulah yang dinamai **sistem pengendalian proses** (*process control system*). Sedangkan semua peralatannya yang membentuk sistem pengendalian disebut **instrumentasi pengendalian proses** (*process control instrumentation*). Kedua hal ilmu tersebut berhubungan satu sama lain, namun keduanya mempunyai hakekat yang berbeda dimana instrumentasi pengendalian proses lebih terfokus pada penjelasan alat dan sistem pengendalian proses lebih dipusatkan pada kerja sistem.

## 2.2. Elemen- Elemen Sistem Pengendalian Otomatis

Didalam diagram kotak sistem pengendalian otomatis, akan selalu ada komponen – komponen pokok seperti elemen proses, elemen pengukuran (sensing element dan transmitter ), elemen controller ( control unit ) dan final control element ( control valve ) dalam bentuk matematis , semua kotak elemen itu kelak akan diisi persamaan-persamaan matematik yang merupakan transfer function elemen-elemen tersebut.



Gambar 2.1 Block Diagram Sistem Pengendalian Otomatis

Keterangan =

- *Set Point* adalah besar process variable yang dikehendaki. Sebuah controller akan selalu berusaha untuk menyamakan controller variable dengan set point.
- *Measurement variable* ( measured variable ) adalah sinyal yang keluar dari transmitter. Besaran ini merupakan cerminan besarnya sinyal system pengukuran.
- *Error* adalah selisih antara *Set Point* dikurangi *Measurement variable*. Error bisa negatif dan juga bisa positif. Bila Set point lebih besar dari



measured variable, error akan menjadi positif. sebaliknya bila set point lebih kecil dari measured variable, error akan menjadi negatif.

- *Control unit* adalah bagian dari controller yang menghitung besarnya koreksi yang diperlukan. Input control unit adalah error dan outputnya adalah sinyal yang keluar dari controller ( manipulated variable). Control unit memiliki transfer function yang tergantung pada jenis controller. Output control unit adalah hasil penyelesaian matematik transfer function dengan memasukkan nilai error sebagai input.
- *Controller* adalah elemen yang mengerjakan tiga dari empat tahap langkah pengendalian, yaitu membandingkan set point dengan measurement variable, menghitung berapa banyak koreksi yang perlu dilakukan, dan mengeluarkan sinyal koreksi sesuai dengan hasil perhitungan tadi. Controller sepenuhnya menggantikan peran manusia dalam mengendalikan sebuah proses.
- *Manipulated variable* adalah input dari suatu proses yang dapat dimanipulasi atau diubah-ubah besarnya agar process variable atau controlled variable besarnya sama dengan set point.
- *Final control variable ( Control valve )* adalah bagian akhir dari instrumentasi system pengendalian. Bagian ini berfungsi untuk mengubah measurement variable dengan cara memanipulasi besarnya manipulated variable, berdasarkan perintah controller.
- *Proses* adalah tatanan peralatan yang mempunyai suatu fungsi tertentu. Input proses dapat bermacam-macam yang pasti ia merupakan besaran

---

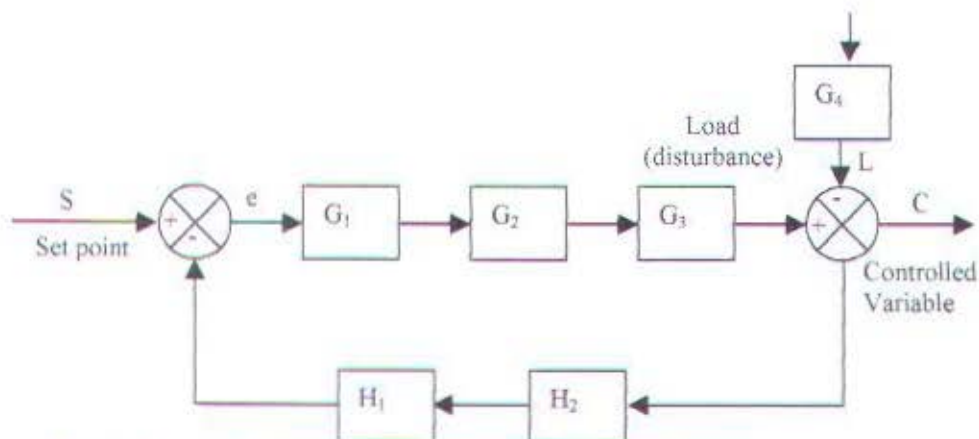
yang dimanipulasi oleh *final control element* atau *control valve* agar *measurement variable* sama dengan *set point*.

- *Disturbance ( Load )* adalah besaran lain, selain *manipulated variable* yang dapat menyebabkan berubahnya *controlled variable*.
- *Controlled variable* adalah besaran atau *variable* yang yang dikendalikan. Besaran ini pada diagram kotak juga disebut *output proses* atau *proses variable*.
- *Sensing element ( Sensor )* adalah bagian paling ujung suatu *system* pengukuran (*measuring system*).
- *Transmitter* adalah alat yang berfungsi untuk membaca sinyal *sensing element*, dan mengubahnya menjadi sinyal yang dapat dimengerti oleh *controller*.

Didalam Gambar 2.1 bagian *controller* mempunyai *summing junction* dengan tanda positif-negatif (  $\pm$  ). Dititik inilah langkah membandingkan dilakukan dengan mengurangi besaran *set point* dengan sinyal *measurement variable*. Hasilnya adalah sinyal yang disebut *error*. Tanda negatif (-) di *summing junction* membawa arti yang sangat spesifik bagi seluruh *system*. Karena tanda inilah *system* pengendalian otomatis juga lazim disebut *system negative feedback*. Dengan demikian, *system* pengendalian otomatis mempunyai dua nama lain, yaitu *system closed loop* dan *system negative feedback*. Pada *system feedback* positif, tanda negatif (-) di *summing junction* diganti dengan tanda positif (+). Jadi ada dua tanda positif (+) di *summing junction*. *Set point* tidak lagi dikurangi sinyal *measurement variable*, tetapi justru ditambah dengan sinyal *measurement*

variable. Jadi, error bukan set point dikurangi measurement variable, melainkan set point ditambah sinyal measurement variable.

Secara matematis, diagram kotak system closed loop yang ada pada Gambar 2.1 dapat digambar ulang menjadi bentuk yang ada didalam Gambar 2.2. Kedua diagram kotak tersebut sebenarnya sama, hanya saja yang satu tampil dalam bentuk simbolis dan yang lain tampil dalam bentuk matematis. Isi masing-masing kotak untuk sementara diisi transfer function bentuk umum ( $G_1, G_2, G_3, G_4, H_1$  dan  $H_2$ ) yang masing-masing mewakili : controller, control valve, proses, pengaruh load, transmitter, dan sensing element.



Gambar 2.2. Block Diagram umum system pengendalian

dimana :

$G_1$  = Control unit

$G_2$  = Final control element

$G_3$  = Proses

$G_4$  = Disturbance (Load)

$H_1$  = Transmitter

$H_2$  = sensing element



Dari Block diagram diatas, diturunkan persamaan yang menyatakan hubungan perubahan process variable (C) yang terjadi karena adanya perubahan set point (S) atau perubahan Load (L). Dari jalur proses akan diperoleh sinyal  $C = G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot S$ ; dan dari jalur Load akan diperoleh sinyal  $C = G_4 \times L$ ; dan dari jalur feedback akan diperoleh sinyal  $C = C \times G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot H_1 \cdot H_2$ . Penggabungan sinyal itu, akan menghasilkan persamaan :

$$C = S(G_1 \cdot G_2 \cdot G_3) - (G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot H_1 \cdot H_2)C - G_4 \times L \quad (1)$$

$$C(1 + G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot H_1 \cdot H_2) = S(G_1 \cdot G_2 \cdot G_3) - G_4 \times L \quad (2)$$

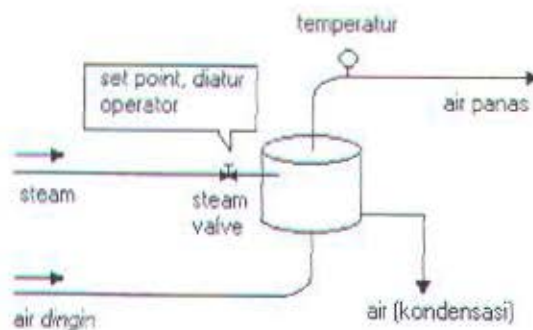
$$C = S \frac{(G_1 \cdot G_2 \cdot G_3)}{(1 + G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot H_1 \cdot H_2)} - L \frac{G_4}{(1 + G_1 \cdot G_2 \cdot G_3 \cdot H_1 \cdot H_2)} \quad (3)$$

Ada dua komponen didalam persamaan 3 diatas, komponen pertama adalah set point (S) disebelah kiri, dan komponen kedua adalah komponen Load (L) disebelah kanan. Dari persamaan ini jelas bahwa Process variable (C) tergantung pada set point (S) dan Load (L). Sistem dikatakan stabil kalau perubahan set point akan menyebabkan response yang overdamped atau underdamped. system dikatakan tidak stabil kalau perubahan set point akan menyebabkan response yang sustain oscillation atau yang undamped. Hal yang sama juga terjadi atas perubahan Load. System dikatakan stabil kalau karena perubahan load akan menyebabkan response yang overdamped atau underdamped. System dikatakan tidak stabil kalau perubahan Load akan menyebabkan response yang sustain oscillation atau yang undamped.

### 2.3. Sistem Pengendalian Manual Temperatur

*Heat Exchanger* adalah sebuah unit yang berfungsi untuk memanaskan suatu fluida produk dengan mengambil energi panas dari media lain. Dalam kasus

ini fluida produknya adalah air dan media sumber panasnya adalah *steam* (uap air panas). Air masuk dalam keadaan dingin dan di dalam *Heat Exchanger* terjadi perpindahan energi panas dari *steam* ke air dingin. Karena energi panas *steam* terserap oleh air dingin, maka akan terjadi kondensasi (pengembunan) *steam*. *Steam* tidak lagi keluar dalam bentuk uap air tetapi dalam bentuk air. Untuk lebih jelasnya dapat diperhatikan dalam gambar berikut ini :



Gambar 2.3 Sistem Pengendalian Temperatur Manual

Dalam proses pengendalian temperatur operator melaksanakan empat langkah yaitu : Mengukur, Membandingkan, Menghitung dan Mengoreksi. Proses mengukur adalah pada waktu operator mengamati tinggi temperatur *process variable*. *Process variable* adalah besaran parameter proses yang dikendalikan. Kemudian operator membandingkan apakah hasil pengukuran tadi sesuai dengan apa yang dikehendakinya. Besar *process variable* yang dikehendaki tadi disebut dengan *set point*. Perbedaan antara *process variable* dan *set point* disebut dengan *error*.

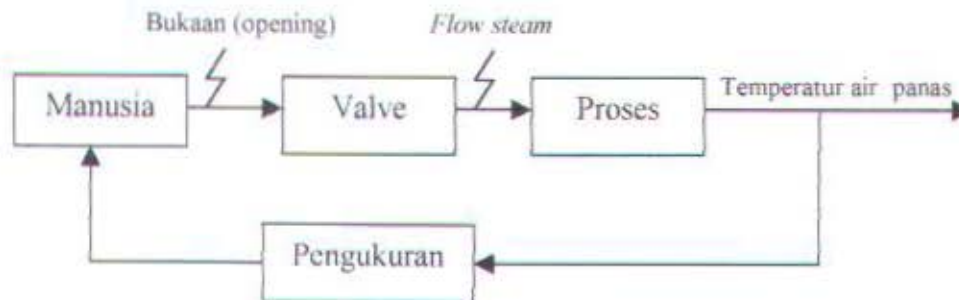
$$\text{Error} = \text{Set Point} - \text{Process Variable}$$

*Error* merupakan dasar untuk menghitung seberapa banyak koreksi terhadap bukaan *valve* yang perlu dilakukan. Berdasarkan *error* inilah operator



memperhitungkan berapa banyak *valve* perlu lebih lebih ditutup atau perlu lebih dibuka. Kemudian operator harus melakukan langkah mengoreksi bukaan *valve*. Posisi bukaan *valve*, selanjutnya harus ditambah atau dikurangi sesuai dengan hasil perhitungan tadi.

Diagram Kotak Sistem Pengendalian Manual.



Gambar 2.4 Diagram kotak sistem pengendalian manual

Dalam bentuk diagram kotak, sistem pengendalian temperatur pada gambar 2.3 dapat digambarkan dalam bentuk gambar seperti gambar 2.4. Sistem semacam ini dapat disebut sebagai *open loop*. Disebut *open loop* karena mata rantai (*loop*) pengendalian di sini masih terputus oleh peranan manusia yang ada dalam sistem.

#### 2.4. Kerja Sistem Pengendalian Otomatis

Pada prinsipnya kerja sistem pengendalian otomatis sama benar dengan kerja sistem manual. Kedua sistem tetap melakukan empat langkah pengendalian yaitu mengukur, membandingkan, menghitung dan mengoreksi. Bedanya pada sistem pengendalian otomatis keempat langkah tersebut tidak dilakukan oleh operator tetapi sepenuhnya dikerjakan oleh sebuah *controller*. Dalam proses ini keempat langkah pengendalian dikerjakan dalam waktu yang sama dan secara kontinu oleh masing-masing elemen. Kerja sistem pengukuran, *controller* dan *control valve* dilakukan secara bersama-sama. Akibatnya bisa saja terjadi keadaan



dimana sistem pengukuran sudah mengukur *process variable* yang lebih tinggi dari *set point*, namun *control valve* masih menambah *manipulated variable*.

Idealnya, *process variable* harus mengikuti *set point* pada keadaan apapun. Tetapi ada kemungkinan keadaan ideal tersebut tidak pernah tercapai. Banyak sekali faktor-faktor serta keterbatasan-keterbatasan yang menyebabkan tidak pernah tercapainya keadaan ideal tersebut. Salah satu contoh keterbatasan yang paling nyata adalah keterbatasan kerja *control valve*.

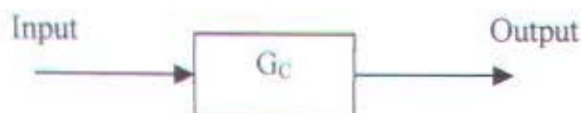
## 2.5. Pengendalian Proporsional

Salah satu dari ketiga *mode unit control* yang paling populer dan paling banyak dipakai adalah unit *control P*. Seperti tercermin dari namanya, besar *output unit control P* selalu sebanding dengan besar *input*. Bentuk *transfer function unit control Proporsional* oleh karenanya akan sederhana sekali seperti yang ditunjukkan oleh persamaan (2-1). Karena bentuk *transfer function*-nya sederhana, bentuk diagram kotaknya juga sederhana, seperti pada gambar 2.5.

Seperti yang dapat dilihat di dalam gambar 6 *transfer function unit control Proporsional* adalah sebagai berikut :

$$O = G_C \cdot i \quad (2-1)$$

*Gain* ( $G_C$ ) unit *control proporsional* bisa berupa bilangan bulat, bilangan pecahan, positif, atau juga berharga negatif. Yang pasti besarnya tetap, linier di semua daerah kerja dan tidak tergantung pada fungsi waktu.

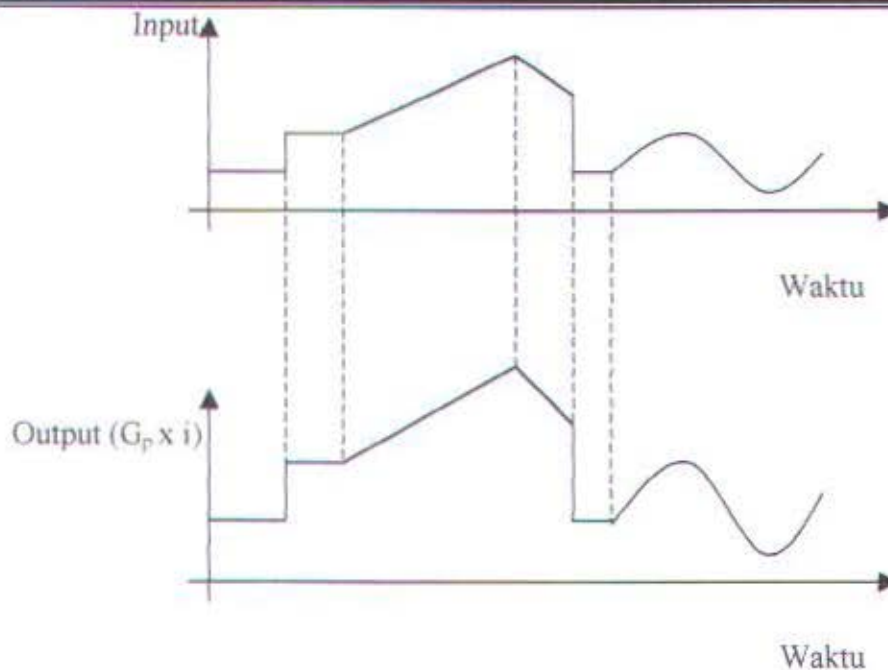


Gambar 2.5 Diagram kotak pengendalian proporsional

Sepintas istilah *gain* memberikan kesan bahwa ada penguatan atau pembesaran sinyal. Padahal *gain* bisa saja berbentuk bilangan pecahan, bahkan negatif. Sehingga *output* bisa lebih kecil dari *input*, dan juga bisa menjadi negatif. Oleh karena itu dalam praktek istilah *gain* jarang dipakai, dan yang lazim adalah istilah *proporstonal band* (PB), dimana :

$$G_c = \frac{100\%}{PB} \quad (2-2)$$

Walaupun hubungan *input-output* unit *control* proporsional bukan merupakan fungsi waktu, untuk bahan perbandingan dengan unit *control* yang lain, ada baiknya kalau hubungan itu dinyatakan dalam bentuk kurva fungsi waktu. Dari gambar 2.6 jelas bahwa *output* selalu mengikuti *input* secara proporsional. Naik-turunnya *input* diikuti secara langsung oleh *output*, dan besarnya selalu sama dengan *input* kali *gain*. Karena unit *control* proporsional ini bukan fungsi waktu, *dynamic gain* pengendali ini sama dengan *steady state gain*-nya. Dengan kata lain besarnya *gain* tidak tergantung pada besarnya frekuensi *loop*.



Gambar 2.6 Response sebuah pengendalian proporsional

## 2.6. Pengendalian Integral dan Proporsional Plus Integral

Setelah pengendalian proporsional diketahui “gagal” mengendalikan sistem secara sempurna (masih ada *offset*) orang mencari alternatif lain untuk mengatasi kekurangan pengendalian proporsional. Pengendalian Proporsional “gagal” menghilangkan *offset* disebabkan oleh sifat dasar pengendalian Proporsional yang masih tetap “membutuhkan” *error* untuk menghasilkan *output* (selain bias). Oleh karena itu, untuk menghasilkan *offset*, diperlukan pengendali lain yang menghasilkan *output* walaupun sudah tidak ada *input*. Sifat unik inilah yang hanya dimiliki oleh pengendali integral. Sayangnya kemampuan pengendali integral menghilangkan *offset* ini tidak disertai kemampuan bereaksi secara cepat.

Karena lambatnya bereaksi itulah maka pengendali integral biasanya dipakai dalam kombinasi dengan pengendali proporsional. Kedua pengendali



tersebut dipasang secara paralel, sehingga kelebihan kedua pengendali dapat dimanfaatkan serempak.

### 2.6.1. Pengendalian Integral

*Transfer function* dari unit control intrgral adalah sebagai berikut :

$$O = \frac{1}{T_R} G_c \int e \cdot dt + B \quad (2-3)$$

dimana :

O = output

e = *error* (input dari unit control)

$T_R$  = *integral time*

B = bilangan tetap (yang merupakan *bias* atau hasil dari hasil integral sebelumnya

$G_c$  = *gain* dari controller



Dalam notasi di atas ada *integral time*, yang dimaksud di sini adalah waktu yang diperlukan pengendali integral untuk mencapai *output* sebesar *input*. Besarnya *integral time* ( $T_R$ ) dinyatakan dalam satuan *minute repeat*. Artinya sebuah pengendali integral dengan  $G_c = 1$ , dikatakan mempunyai *integral time* 2 *minute repeat* apabila pengendali memerlukan waktu 2 menit untuk mencapai *output* sama dengan *input*. Jadi unsur pertama yang diperhatikan dalam hal ini adalah unsur waktu (*minute*). Kalau nilai *minute/repeat* kecil maka reaksi pengendali akan semakin cepat atau pengendali semakin sensitif. Begitu juga sebaliknya jika *minute/repeat* besar maka pengendali akan semakin lambat atau pengendali semakin kurang sensitif.

### 2.6.2. Pengendalian Proporsional Plus Integral

Karena sifatnya yang tidak mengeluarkan *output* sebelum selang waktu tertentu, pengendali integral jadi memperlambat *response*, walaupun *offset* hilang oleh karenanya. Untuk memperbaiki lambatnya *response*, umumnya pengendali integral dipasang paralel dengan pengendali proporsional. Gabungan pengendali ini lazim disebut pengendali PI atau PI *controller*, dan pengendali dikatakan mempunyai 2 *mode*, yaitu P dan I.

Bentuk *transfer function* pengendali PI :

$$O = Gc(e + \frac{1}{T_R} \int e \cdot dt) \quad (2-4)$$

Karena pengendali PI merupakan gabungan yang terdiri dari dua unit *control*, P dan I semua kelebihan serta kekurangan yang ada pada pengendali P dan pengendali I juga padanya. Sifat pengendali P yang selalu meninggalkan *offset* dapat ditutupi oleh kelebihan pengendali I, sedangkan sifat pengendali I yang lambat dapat ditutupi oleh pengendali P, sehingga pengendali PI menghasilkan *response* yang lebih cepat dari pengendalian integral tapi mampu menghilangkan *offset* yang ditinggalkan oleh pengendali P.

### 2.7. Pengaruh *Proporsional Band* dan *Integral Time* pada Sistem Pengendalian

Dari keterangan-keterangan terdahulu dikatakan bahwa kelebihan pengendali P kemampuannya adalah kemampuan untuk segera mengoreksi *manipulated variable* bilamana terjadi *error*, namun dilain pihak ia tidak mampu menghilangkan *offset*. Sedangkan kelebihan pengendali I adalah kemampuannya



menghilangkan *offset*, namun ia cenderung membuat koreksi sistem pengendalian menjadi lambat.

Jika  $P_B$  lebih kecil dari nilai optimumnya, misalnya untuk mempercepat *response*-nya,  $T_R$  harus dibuat lebih besar agar *loop* tidak cenderung berosilasi. Akibatnya, unsur Integral menjadi kurang atau bahkan tidak menonjol sehingga ada kemungkinan *offset* tidak hilang sama sekali. Ciri khas keadaan ini adalah adanya *offset* walaupun sistem pengendalian sudah dalam keadaan *steady state* yang cukup lama. Sebaliknya kalau  $T_R$  lebih kecil dari nilai optimumnya,  $P_B$  harus dibuat agak besar agar *loop* tidak cenderung berosilasi. Unsur proporsional yang kurang atau tidak menonjol akan menyebabkan *loop* akan cenderung berosilasi.

Jika *integral time* diperbesar sampai maksimum, unsur integral semakin menonjol. Pada keadaan ekstrim ini di mana  $T_R = \infty$ , hanya pengendali P yang bekerja. Hal ini yang mengakibatkan semakin lambatnya reaksi pengendalian.

## 2.8. Pengendalian Proporsional Integral Diferensial

Untuk menutupi kekurangan pada pengendalian PI adalah dengan menggabungkan ketiga mode pengendalian yang digabung menjadi PID. Unsur P, I, D masing-masing berguna untuk mempercepat reaksi sistem, menghilangkan *offset*, dan mendapatkan energi ekstra di saat-saat awal perubahan *load*. Sayangnya, semua kelebihan pada pengendali PID tidak dapat dipakai untuk mengendalikan *process variable* yang tidak mengandung riak (*noise*) yang boleh dikendalikan dengan unsur D.

Pengendalian PID memiliki ketiga sifat yang ada pada unsur P, I, D. Dengan menyetel  $P_B$ ,  $T_R$ , dan  $T_D$  satu atau dua dari ketiga unsur tadi dapat dibuat



lebih menonjol dari yang lain. Misalnya, unsur P bisa dibuat lebih menonjol dari unsur I dan D, atau unsur I bisa dibuat lebih menonjol dari unsur P dan D dan sebagainya. Unsur yang menonjol itulah yang kemudian akan membawa pengaruh pada *reponse* sistem secara keseluruhan.

*Transfer function* pengendalian ini adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} O &= G_c \left( e + \frac{1}{T_R} \int e \cdot dt + T_D \frac{de}{dt} \right) + B \\ &= \frac{100 \%}{P_B} \left( e + \frac{1}{T_R} \int e \cdot dt + T_D \frac{de}{dt} \right) + B \end{aligned} \quad (2-5)$$

dimana  $G_c$ ,  $T_R$ , dan  $T_D$  masing-masing adalah *Gain*, *Integral time*, dan *derivative time*.

## 2.9. Kriteria Kestabilan

### 2.9.1. Kriteria Kestabilan Routh

Masalah terpenting dalam sistem kontrol linier berhubungan dengan kestabilan. Dalam kondisi seperti apa sistem kontrol dalam keadaan stabil ?. Apabila sistem kontrol tidak stabil apa yang harus distabilkan dalam sistem tersebut ?. Suatu sistem kontrol dikatakan stabil jika dia hanya jika semua kutub loop tertutup berada pada setengah sebelah kiri bidang  $s$ . Karena sebagian besar sistem loop tertutup linier mempunyai fungsi alih loop tertutup (Ogata 1997) dalam bentuk :

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{b_0 s^m + b_1 s^{m-1} + \dots + b_{m-1} s + b_m}{a_0 s^n + a_1 s^{n-1} + \dots + a_{n-1} s + a_n} = \frac{B(s)}{A(s)} \quad (2-6)$$

Dengan  $a$  dan  $b$  adalah tetapan dan  $m \leq n$ , pertama-tama kita harus memfaktorkan polinomial  $A(s)$  untuk memperoleh kutub loop tertutup. Proses ini sangat

memakan waktu untuk polinomial derajat dua atau lebih. Suatu kriteria sederhana yang disebut kriteria Routh memungkinkan untuk menentukan jumlah kutup loop tertutup yang berada pada setengah sebelah kanan bidang  $s$  tanpa harus memfaktorkan secara polinomial.

Kriteria kestabilan Routh memberikan informasi mengenai apakah terdapat akar positif pada persamaan polinomial tanpa penyelesaian persamaan polinomial tersebut. Apabila kriteria ini diterapkan untuk suatu sistem kontrol, informasi tentang kestabilan mutlak dapat diperoleh secara langsung dari koefisien persamaan karakteristik.

Prosedur kriteria kestabilan Routh adalah sebagai berikut :

1. Tulis persamaan polinomial dalam bidang  $s$  sebagai berikut :

$$a_n s^n = a_1 s^{n-1} + \dots + a_{n-1} s + a_n = 0$$

dengan koefisien merupakan besaran real. Anggap bahwa  $a_n \neq 0$  sehingga terdapat akar nol yang dihilangkan.

2. Apabila terdapat koefisien nol atau negatif maka koefisien positif terkecil adalah akar imajiner yang mempunyai bagian real positif, dalam hal ini sistem tidak stabil.
3. Jika semua koefisien positif, susun koefisien polinomial dalam baris kolom sesuai pola berikut :

$$\begin{array}{rcl}
 s^n & a_0 & a_2 \quad a_4 \quad a_6 \quad \dots \\
 s^{n-1} & a_1 & a_3 \quad a_5 \quad a_7 \quad \dots \\
 s^{n-2} & b_1 & b_2 \quad b_3 \quad b_4 \quad \dots \\
 s^{n-3} & c_1 & c_2 \quad c_3 \quad c_4 \quad \dots \\
 s^{n-4} & d_1 & d_2 \quad d_3 \quad d_4 \quad \dots \\
 & \vdots & \vdots \quad \vdots \quad \vdots \quad \vdots \\
 & \vdots & \vdots \quad \vdots \quad \vdots \quad \vdots \\
 & \vdots & \vdots \quad \vdots \quad \vdots \quad \vdots \\
 s^2 & e_1 & e_2 \\
 s^1 & f_1 & \\
 s^0 & g_1 & 
 \end{array}$$

dimana :

$$\begin{array}{lll}
 b_1 = \frac{a_1 a_2 - a_0 a_3}{a_1} & c_1 = \frac{b_1 a_3 - a_1 b_2}{b_1} & d_1 = \frac{c_1 b_0 - b_1 c_2}{c_1} \\
 b_2 = \frac{a_1 a_4 - a_0 a_5}{a_1} & c_2 = \frac{b_1 a_5 - a_1 b_3}{b_1} & d_2 = \frac{c_1 b_3 - b_1 c_4}{c_1} \\
 b_3 = \frac{a_1 a_6 - a_0 a_7}{a_1} & c_3 = \frac{b_1 a_7 - a_1 b_4}{b_1} & 
 \end{array}$$

Proses ini diteruskan sampai baris ke-n secara lengkap.

Kriteria kestabilan Routh menyatakan bahwa jumlah akar persamaan tersebut di atas dengan bagian real positif sama dengan jumlah perubahan data dari koefisien kolom pertama. Harus diperhatikan bahwa nilai yang tepat pada kolom pertama tidak dipentingkan, hanya perubahan tanda yang harus diperhatikan. Syarat perlu dan syarat cukup agar sistem stabil, adalah semua koefisien pada kolom pertama mempunyai tanda positif.



## 2.10. Perpindahan Panas

Panas (perpindahan panas) adalah energi yang berpindah karena adanya perbedaan temperatur. Dimana terdapat perbedaan panas di dalam suatu medium ataupun antara media maka pasti terjadi perpindahan panas. Ada tiga macam proses perpindahan panas yaitu konduksi, konveksi dan radiasi. Konduksi adalah proses perpindahan panas yang terjadi ketika ada gradien temperatur pada suatu medium yang tidak bergerak baik itu medium padat maupun fluida. Konveksi adalah proses perpindahan panas yang terjadi antara suatu permukaan dengan suatu fluida yang bergerak ketika antara keduanya terdapat perbedaan temperatur. Sedangkan radiasi adalah proses perpindahan panas yang terjadi ketika suatu permukaan yang memiliki temperatur tertentu memancarkan energi dalam bentuk gelombang elektromagnetik.

## 2.11. Kekekalan Energi

### 2.11.1. Kekekalan Energi Pada Suatu Volume Atur

Dengan mengacu pada Hukum I Termodinamika maka kekekalan energi pada suatu volume atur dapat didefinisikan sebagai berikut :

“Laju energi thermal dan mekanik yang memasuki volume atur, ditambah laju energi panas yang dibangkitkan di dalam volume atur, dikurangi laju energi thermal dan mekanik yang meninggalkan volume atur harus sama dengan laju pertambahan energi yang tersimpan di dalam volume atur.”

dalam bentuk persamaan matematika :

$$\dot{E}_{in} + \dot{E}_g - \dot{E}_{out} = \frac{dE_{st}}{dt} = \dot{E}_{st} \quad (2-6)$$

dimana :

$E_{in}$  : Laju energi thermal dan mekanik yang memasuki volume atur

$E_g$  : laju energi panas yang dibangkitkan di dalam volume atur

$E_{out}$  : laju energi thermal dan mekanik yang meninggalkan volume atur

### 2.11.2. Keseimbangan Energi Permukaan

Pada kasus khusus dimana permukaan atur tidak mempunyai massa ataupun volume dan tidak ada energi dibangkitkan maupun yang disimpan.

Persamaan Hukum Kekekalan Energi tereduksi menjadi :

$$E_{in} - E_{out} = 0 \quad (2-7)$$

### 2.12. Alat Penukar Panas

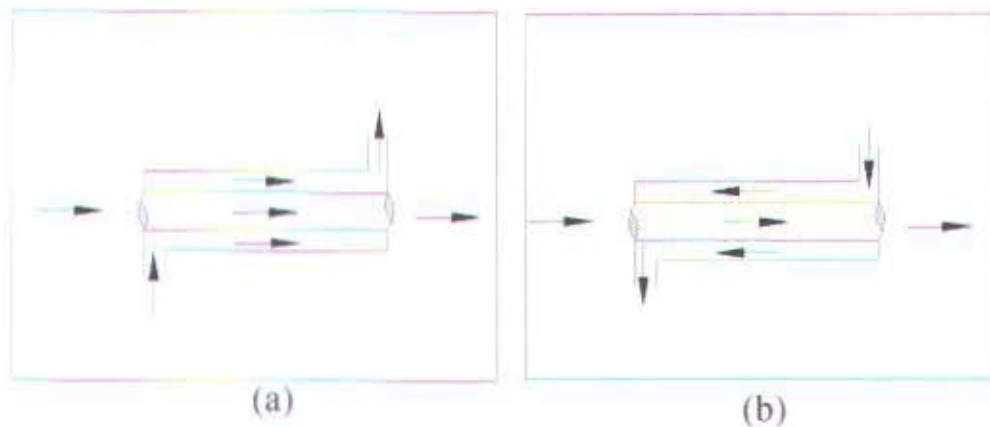
Proses pertukaran panas antara dua fluida, yang berada pada perbedaan temperatur dan dipisahkan oleh dinding terjadi pada beberapa aplikasi rekayasa. Alat yang digunakan untuk implementasi pertukaran ini disebut alat penukar panas (heat exchanger). Penggunaan alat ini secara spesifik dapat ditemukan pada sistem ruang pemanas, *air-conditioning*, sistem produksi tenaga dan proses kimia.

#### 2.12.1. Tipe Alat Penukar Panas

Ada beberapa perbedaan tipe alat penukar panas, yang dapat diklasifikasikan menurut aransemen aliran fluida. Konfigurasi aliran sederhana adalah alat penukar panas dimana fluida panas dan dingin mengalir pada arah

yang sama atau berlawanan. Fluida tersebut dipisahkan dengan dinding datar, tetapi yang umum adalah aliran tersebut dipisahkan oleh susunan tube konsentrik (*double-pipe*).

Konfigurasi tube konsentrik ini ditunjukkan secara sistematis pada Gambar 2.7b. Susunan aliran searah (*parallel flow*) Gambar 2.7a. fluida panas dan dingin masuk pada ujung yang sama, mengalir dengan arah yang sama dan berakhir pada ujung yang sama pula. Susunan aliran berlawanan (*counter flow*) Gambar 8.b. fluida masuk pada ujung yang berlawanan, mengalir secara berlawanan arah dan berakhir pada ujung yang berlawanan arah pula.



Gambar 2.7 Alat penukar panas tube konsentrik

(a) *Parallel flow*

(b) *Counter flow*

Konfigurasi aliran alternatif alat penukar panas dengan arah aliran melintang (*cross flow*) atau dengan sudut tegak lurus satu sama lain bisa juga menjadi pilihan. Konfigurasi ini biasanya digunakan dalam pemakaian, dimana gas dipaksakan mengalir di atas susunan pipa dan cairan dipompakan mengalir di dalam pipa tersebut.



### 2.12.2. Perhitungan Untuk Plate Heat Exchanger

Persamaan yang digunakan untuk menghitung perpindahan panas pada semua heat exchanger adalah dari persamaan dasar perpindahan panas yang diturunkan dan disesuaikan dengan variable yang berlainan antara satu tipe heat exchanger dengan tipe yang lain tergantung dari proses yang terjadi. Untuk PHE persamaan yang digunakan diturunkan dari persamaan berikut (<http://muel.com/products/heattransfer/plate/>):

$$\dot{Q} = UA\Delta T \quad (2-8)$$

dimana :

$Q$  = Laju perpindahan panas antara fluida panas dan fluida dingin

$U$  = Koefisien perpindahan panas total

$A$  = Luas daerah perpindahan panas

$\Delta T$  = Perbedaan temperatur antara fluida yang bekerja pada heat exchanger

Untuk perhitungan aktual pada *Plate heat exchanger*, persamaan perpindahan panas dikoreksi faktor koreksi dan menggunakan *log mean temperature difference*. Sehingga persamaan perpindahan panas menjadi :

$$\dot{Q} = UAF\Delta T_{LM} \quad (2-9)$$

- $F$  = correction factor which is a function of  $R$  and  $P$ , both of which are dimensionless ratios which determine the effectiveness of the plate and frame heat exchanger.
- $\Delta T_{LM}$  = log mean difference temperature.

Sedangkan untuk koefisien perpindahan panas totalnya dari persamaan yang telah disesuaikan dengan *Plate heat exchanger* yaitu :

$$1/U = 1/h_h + t/k_p + 1/h_c + R_f \quad (2-10)$$

dimana :

- $h_h$  = koefisien perpindahan panas pada fluida panas
- $h_c$  = koefisien perpindahan panas pada fluida dingin
- $t$  = tebal plat
- $k_p$  = konduktivitas plat
- $R_f$  = Faktor pengotoran yang terjadi pada kedua sisi plat

Koefisien perpindahan panas fluida panas dan dingin didapatkan dari persamaan friksi, Nusselt dan Reynold Number dari kedua fluida sebagai berikut :

$$Nu = \frac{D_e \alpha}{\lambda} \quad (2-11)$$

dimana :

- ♦  $D_e$  = diameter hidrolis dari saluran yang dilalui oleh fluida, untuk *plate heat exchanger* yang didefinisikan sebagai berikut :

$$D_e = 2b \quad (2-12)$$

- ♦  $b$  = lebar dari luasan antara plat.

Perhitungan yang dilakukan untuk mendapatkan faktor gesek diperoleh dengan mengetahui penurunan tekanan yang terjadi, sehingga akan didapatkan faktor gesek sebagai berikut :

$$f = \frac{\Delta p}{(4L/D) * (u^2 \rho / 2)} \quad (2-13)$$

dimana :

- ❖  $f$  = faktor gesek
- ❖  $D$  = diameter
- ❖  $\Delta p$  = gradient perubahan tekanan
- ❖  $\rho$  = densitas dari fluida
- ❖  $L$  = panjang dari luas aliaran
- ❖  $u$  = kecepatan fluida.



---

### BAB III

### METODOLOGI

#### 3.1. Umum

Metodologi merupakan suatu kerangka dasar yang digunakan sebagai acuan untuk menyelesaikan permasalahan yang akan dipecahkan atau dianalisa. Metodologi penulisan ini mencakup semua tindakan ataupun langkah-langkah yang akan dilakukan untuk penulisan Tugas Akhir.

Penulisan Tugas Akhir ini bertujuan untuk mengetahui aksi kontrol yang memberikan hasil paling optimal untuk pengontrolan temperatur pada alat *Temperature Process Rig*. Untuk mengetahui aksi kontrol yang optimal dilaksanakan dengan melakukan eksperimen yang menggunakan alat *Temperature Process Rig*. Pada eksperimen ini nanti akan didapatkan karakteristik dinamik dari masing-masing aksi kontrol yang berbentuk grafik. Karakteristik-karakteristik dinamik ini yang kemudian dianalisa sehingga *output*-nya nanti akan didapatkan aksi kontrol yang optimal. Aksi kontrol yang digunakan dalam eksperimen ini adalah aksi kontrol dua posisi atau (*on-off*), Aksi kontrol Proporsional atau (P), Aksi kontrol Proporsional Plus Integral (PI), Aksi kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivative (PID). Tahap-tahap yang dilaksanakan untuk memperoleh aksi kontrol yang optimal untuk peralatan *Temperature Process Rig* bisa dilihat pada Gambar 3.1

---

### 3.2. Studi Literatur

Analisa yang dilakukan untuk mengetahui aksi kontrol yang memberikan hasil paling optimal untuk pengendalian temperatur pada alat *Temperature Process Rig* akan memerlukan berbagai teori-teori yang bisa mendasari analisa untuk tujuan tersebut. Teori-teori yang mendasari ini didapatkan dari berbagai literatur terutama literatur-literatur yang berhubungan dengan kontrol, perpindahan panas, peralatan-peralatan yang digunakan serta pengetahuan lainnya yang menunjang. Literatur-literatur ini kemudian dipelajari untuk memperoleh pemahaman tentang alat yang digunakan, aksi kontrol yang dipakai, proses yang terjadi pada alat, serta pengetahuan lain yang menunjang dan yang terpenting memperoleh pemecahan dari masalah yang diangkat.

### 3.3. Pemodelan Matematis dan Pemodelan Blok Sistem

Setelah mengetahui karakteristik statik dari masing-masing peralatan yang ada pada *Temperature Process Rig* kemudian peralatan-peralatan tersebut dimodelkan dalam bentuk matematis dan bentuk model diagram blok. Pemodelan ini ditujukan untuk menyederhanakan sistem yang ada sehingga mudah untuk dianalisa. Pemodelan matematis dari peralatan-peralatan tersebut dilakukan dengan jalan mencari persamaan-persamaan matematis sistem secara aslinya dari peralatan-peralatan yang digunakan. Kemudian persamaan matematis yang asli ini dirubah kedalam bentuk fungsi transfer sehingga didapatkan fungsi transfer dari masing-masing peralatan yang digunakan. Untuk pemodelan blok sistem adalah dengan jalan memodelkan peralatan-peralatan yang digunakan dan proses yang



---

berjalan pada sistem tersebut dalam model blok. Kemudian fungsi transfer yang didapatkan pada pemodelan matematis dimasukkan dalam model blok untuk masing-masing peralatannya. Dari diagram blok dan fungsi transfer yang telah dimasukkan ke dalam diagram blok tersebut akan didapatkan fungsi transfer dari sistem.

### 3.4. Eksperimen *Temperature Process Rig*

Dalam eksperimen ini akan digunakan dua alat yaitu *Temperature Process Rig* dan *Basic Process Rig*. *Basic Process Rig* berfungsi untuk mensuplai air yang akan dipanaskan. Tahap pertama dalam melakukan eksperimen ini adalah dengan menghubungkan *Basic Process Rig* dan *Temperature Process Rig* dengan menggunakan selang penghubung.. Kemudian dari gabungan kedua alat tersebut dihubungkan dengan kontroller dengan menggunakan kabel data.

Tahap kedua adalah membuat rangkaian antara kedua alat tersebut dengan kontroller. Pada tahap ini pertama-tama yang dilakukan adalah menghubungkan sensor (dalam eksperimen ini adalah sensor dari T4) ke *Thermistor Temp Transmitter*. *Thermistor Temp Transmitter* adalah alat yang akan mentransfer suhu yang telah diukur oleh sensor ke *Digital Display Module*. Kemudian *Thermistor Temp Transmitter* dihubungkan ke *Digital Display Module* untuk menampilkan hasil pengukuran temperatur yang telah dilaksanakan oleh sensor. *Digital Display Module* kemudian dihubungkan dengan *Controller*. Penghubungan pada *Controller* ini tepatnya pada bagian *Process Connection* 4-20 mA pada soket nomer 1. Pada proses ini sinyal pengukuran suhu akan diubah



---

dalam bentuk sinyal listrik dengan besar 4-20 mA. Alat ini terdapat pada *Process Interface* 38-200. Setelah itu *Process Connection* 4-20 mA dihubungkan dengan *Process Variable*. Alat ini terdapat pada *Process Controller* 38-300. Pada alat *Process Controller* 38-300 *Process Variable* sudah berhubungan langsung dengan *Process Control*. Kemudian *Process Control* ini dihubungkan lagi dengan *Process Interface* 38-200 pada soket nomer 5. Dari soket nomer 5 kemudian dihubungkan dengan *servo valve* yang bertugas mengatur besarnya laju aliran massa dari aliran fluida panas dari sistem *Temperature Process Rig*. Pada tahap ini juga dilaksanakan penghubungan antara *Process Controller* 38-300 dengan komputer yang telah diinstal program dari *Feedback*.

Tahap ketiga adalah tahap eksperimen. Pada tahap ini yang pertama-tama dilaksanakan adalah mengisi air yang ada pada tangki yang ada pada *Basic Process Rig*. Kemudian mengisi air untuk *Temperature Process Rig* dengan jalan memasukkan air melalui *Header tank* sampai *max level* yang sudah tertera pada *Header tank*. Air yang dimasukkan ini akan mengalir sampai *reservoir* dan mengisinya. Langkah kedua pada tahap ini adalah memanaskan air yang ada pada *reservoir* dengan menyalakan *heater*. Setelah air yang ada di *reservoir* panas kemudian pompa sirkulasi yang ada pada *Temperature Process Rig* dihidupkan agar air yang sudah panas ini mengalir ke seluruh sistem yang ada pada *Temperature Process Rig*. Langkah ketiga adalah menyalakan pompa yang ada di *Basic Process Rig* dan mengatur alirannya dengan mengatur *manual valve* sebesar 2 L/m. Langkah keempat adalah menghidupkan *Process Controller* 38-300 dan *Process Interface* 38-200. Langkah kelima adalah mengatur jenis pengendalian

yang digunakan. Hal ini dilakukan dengan jalan menjalankan program dari *Feedback* kemudian mengedit besaran-besaran yang ada guna mendapatkan jenis pengendalian dan konfigurasi pengendalian serta set point yang diinginkan. Konfigurasi yang dimaksud di sini adalah konfigurasi antara besarnya PB, I, D. Eksperimen ini dilakukan beberapa kali dengan variasi kontrol yang digunakan serta konfigurasi PB, I, D yang berbeda-beda untuk mendapatkan aksi kontrol yang optimal. Hasil akhir dari eksperimen ini berupa grafik kestabilan dari sistem.

### **3.5. Analisa Karakteristik Dinamik Masing-masing Aksi Kontrol**

Setelah melakukan eksperimen maka data-data yang dihasilkan dari eksperimen kemudian dianalisa. Grafik yang dihasilkan pada eksperimen merupakan grafik karakteristik dinamis masing-masing aksi kontrol. Analisa ini dilakukan dengan melihat kestabilan masing-masing aksi kontrol, konfigurasi PB, I, D, waktu setting, waktu untuk mencapai stabil, waktu yang dibutuhkan untuk mencapai stabil. Kemudian kriteria-kriteria tadi dibandingkan untuk masing-masing aksi kontrol.

### **3.6. Eksekusi Pemilihan**

Pada tahap eksekusi pemilihan ini akan dilihat hasil perbandingan untuk masing-masing aksi kontrol. Hasil akhir yang akan didapatkan pada tahap ini adalah aksi kontrol yang memberikan hasil pengendalian temperatur yang paling optimal untuk kontrol Proporsional (P), kontrol Proporsional Plus Integral (PI),

---

kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif (PID) yang diterapkan pada alat *Temperature Process Rig*.

### 3.7. Kesimpulan

Pada tahap ini akan ditarik suatu kesimpulan yaitu aksi kontrol yang memberikan hasil pengendalian temperatur yang paling optimal yang diterapkan pada alat *Temperature Process Rig*.



### 3.8. Flowchart

Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada flowchart sebagai berikut :



Gambar3.1 flowchart pengerjaan Tugas Akhir

---

**BAB IV****ANALISA PENGENDALIAN TEMPERATUR pada  
*TEMPERATURE PROCESS RIG*****4.1. Pemodelan Matematis**

Untuk menyatakan sifat-sifat fisis dari suatu plan, maka dibentuk suatu model matematis dan model blok dari sistem. Dalam mencari pemodelan tersebut digunakan hubungan antara variabel-variabel yang menggambarkan dinamika sistem dan dinyatakan dalam bentuk differensial dan bentuk blok. Diagram blok keseluruhan pengendalian diperoleh dengan menggabungkan model matematis dari sistem yang telah diperoleh dan disesuaikan dengan urutan yang ada pada sistem pengendalian temperatur.

**4.1.1. Pemodelan Matematis**

Pada Tugas Akhir ini akan terjadi proses pemanasan pada fluida dari *Basic Process Rig*. Hal ini disebabkan oleh proses perpindahan panas pada fluida panas (fluida dari *Temperature Process Rig*) ke fluida dingin (fluida dari *Basic Process Rig*). Untuk memodelkan matematis dari proses ini perlu diambil beberapa asumsi yaitu sebagai berikut :

- Fluktuasi temperatur input sangat kecil sehingga temperatur input dapat diabaikan.
- Kehilangan panas terhadap lingkungan diabaikan.
- Kapasitas panas fluida dan koefisien perpindahan panas dianggap konstan.

- Proses gangguan dari lingkungan diabaikan.
- Temperatur pada *shell* dan *tube* merupakan temperatur rata-rata aritmatik dari temperatur masukan dan keluaran.

Dinamika proses pengendalian dapat dinyatakan dengan Hukum Keseimbangan Energi dimana Laju energi panas yang masuk suatu elemen kontrol volume ditambah energi yang timbul dalam kontrol volume sama dengan Laju energi panas yang meninggalkannya ditambah Laju energi panas yang tersimpan dalam kontrol volume. Rumus tersebut dapat dinyatakan dalam bentuk di bawah ini (John Wiley And Sons, 1990):

$$\dot{E}_{in} + \dot{E}_g = \dot{E}_{out} + \dot{E}_{st} \quad (4-1)$$

dimana :

$\dot{E}_{in}$  : laju energi panas yang masuk ke dalam kontrol volume

$\dot{E}_g$  : energi panas yang timbul

$\dot{E}_{out}$  : laju energi panas yang meninggalkan kontrol volume

$\dot{E}_{st}$  : laju energi panas yang tersimpan dalam kontrol volume

jika tidak timbul energi panas maka persamaan tersebut menjadi :

$$\dot{E}_{in} - \dot{E}_{out} = \dot{E}_{st} \quad (4-2)$$

persamaan tersebut bila dinyatakan dalam kuantitas panas menjadi :

$$\frac{dq_{in}}{dt} - \frac{dq_{out}}{dt} = \frac{dq_{st}}{dt} \quad (4-3)$$

#### 4.1.1.1. Dinamika Fluida dalam Shell

Panas yang masuk dalam sistem adalah panas yang dipindahkan dari fluida panas yang berasal dari *Temperature Process Rig* ke fluida dingin yang berasal



dari *Basic Process Rig*. Panas masuk ini dapat dinyatakan dengan persamaan berikut :

$$\frac{dq_{in}}{dt} = \frac{d}{dt} (m_p C_{pp} (T_{pi} - T_{po})) \quad (4-4)$$

Kalor yang keluar dari sistem adalah kalor yang dipindahkan dari fluida panas yang berasal dari *Temperature Process Rig* ke fluida dingin yang berasal dari *Basic Process Rig*. Panas keluar tersebut dapat dinyatakan dalam persamaan :

$$\begin{aligned} \frac{dq_{out}}{dt} &= \frac{d}{dt} (U.A.\Delta T_m) \\ \frac{dq_{out}}{dt} &= \frac{d}{dt} (U.A.\Delta T_{am}) \end{aligned} \quad (4-5)$$

dimana :

$$\Delta T_{am} = \frac{(T_{pi} - T_{do}) - (T_{po} - T_{di})}{2} \quad (4-6)$$

sehingga :

$$\frac{dq_{out}}{dt} = \frac{d}{dt} \left( U.A. \frac{(T_{pi} - T_{do}) - (T_{po} - T_{di})}{2} \right) \quad (4-7)$$

Energi yang tersimpan dalam sistem :

$$q_{st} = C \frac{dT}{dt} \quad (4-8)$$

dimana :

T : Temperatur

C : Kapasitas panas dari fluida dan bidang batas

Persamaan energi panas yang tersimpan dalam sistem menjadi :

$$\frac{dq_{st}}{dt} = \frac{d}{dt} (M_p C_{pp} + M_t C_{pt} / 2) \frac{d}{dt} ((T_{pi} - T_{po}) / 2) \quad (4-9)$$

Substitusi persamaan (4-4),(4-5),(4-9) ke persamaan (4-3) menjadi :

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt}(m_p C_{pp}(T_{pi} - T_{po})) = \\ \frac{d}{dt}\left(UA \frac{(T_{pi} - T_{do}) - (T_{po} - T_{di})}{2}\right) + \frac{d}{dt}(M_p C_{pp} + M_t C_{pt}/2) \frac{d}{dt}((T_{pi} - T_{po})/2) \end{aligned} \quad (4-10)$$

Persamaan di atas dilinierkan menjadi :

$$\begin{aligned} C_{pp}(T_{pi} - T_{po}) \frac{dm_p}{dt} - m_p C_{pp} \frac{dT_{po}}{dt} = \\ \frac{UA}{2} \frac{d}{dt}(T_{po} - T_{do}) + \frac{1}{2}(M_p C_{pp} + M_t C_{pt}/2) \frac{d^2 T_{po}}{dt^2} \end{aligned} \quad (4-11)$$

Dengan transformasi Laplace maka persamaan di atas menjadi :

$$\begin{aligned} m_p(s)C_{pp}(T_{pi} - T_{po}) - m_p C_{pp} T_{po}(s) = \\ \frac{UA}{2}(T_{po}(s) - T_{do}(s)) + \frac{1}{2}(M_p C_{pp} + M_t C_{pt}/2)sT_{po}(s) \end{aligned} \quad (4-12)$$

Akhirnya persamaan di atas menjadi :

$$\begin{aligned} \frac{2}{UA} m_p(s)C_{pp}(T_{pi} - T_{po}) + T_{do}(s) = \\ \left[\frac{2}{UA} m_p C_{pp} + 1 + \frac{1}{UA}(M_p C_{pp} + M_t C_{pt}/2)\right]T_{po}(s) \end{aligned}$$

Persamaan di atas disederhanakan menjadi :

$$a_1 m_p(s) + T_{do}(s) = (a_2 + a_3 s)T_{po}(s) \quad (4-13)$$

dimana :

$$\begin{aligned} a_1 &= \frac{2}{UA} C_{pp}(T_{pi} - T_{po}) \\ a_2 &= \frac{2}{UA} m_p C_{pp} + 1 \\ a_3 &= \frac{1}{UA}(M_p C_{pp} + M_t C_{pt}/2) \end{aligned} \quad (4-14)$$

#### 4.1.1.2. Dinamika Fluida dalam Tube

Fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* sebagai fluida yang ada dalam tube akan menerima panas dari fluida yang ada dalam *shell* yaitu fluida yang berasal dari *Temperature Process Rig*. Hal ini bisa dinyatakan dalam persamaan :

$$\frac{dq_{in}}{dt} = \frac{d}{dt}(U.A.\Delta T_{am}) \quad (4-15)$$

dimana :

$$\Delta T_{am} = \left( \frac{(T_{pi} - T_{do}) + (T_{po} - T_{di})}{2} \right)$$

sehingga :

$$\frac{dq_{in}}{dt} = \frac{d}{dt} \left[ U.A. \left( \frac{(T_{pi} - T_{do}) + (T_{po} - T_{di})}{2} \right) \right] \quad (4-16)$$

Panas yang keluar sistem adalah panas yang dipindahkan oleh fluida dari *Basic Process Rig* yang berasal dari sistem ke luar sistem. Hal ini bisa dinyatakan dengan persamaan berikut :

$$\frac{dq_{out}}{dt} = \frac{d}{dt} (m_d C_{pd} (T_{po} - T_{pi})) \quad (4-17)$$

Kalor yang tersimpan dalam sistem adalah :

$$\frac{dq_{st}}{dt} = \frac{d}{dt} [(M_d C_{pd} + M_i C_{pi} / 2) \frac{d}{dt} [(T_{do} + T_{di}) / 2]] \quad (4-18)$$

Substitusi persamaan (4-16), (4-17), (4-18) ke persamaan (4-3) menjadi :

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \left[ U.A. \left( \frac{(T_{pi} - T_{do}) + (T_{po} - T_{di})}{2} \right) \right] = \\ \frac{d}{dt} (m_d C_{pd} (T_{po} - T_{pi})) + \frac{d}{dt} [(M_d C_{pd} + M_i C_{pi} / 2) \frac{d}{dt} [(T_{do} + T_{di}) / 2]] \end{aligned} \quad (4-19)$$



Jika persamaan ini dilinierkan maka akan didapat persamaan :

$$\frac{UA}{2} \frac{d}{dt} (T_{po} - T_{do}) = C_{pd} (T_{do} - T_{di}) \frac{dm_d}{dt} + m_d C_{pd} \frac{dT_{do}}{dt} + \frac{1}{2} (M_d C_{pd} + M_t C_{pt} / 2) \frac{d^2 T_{do}}{dt^2} \quad (4-20)$$

Transformasi Laplace persamaan di atas :

$$\frac{UA}{2} (T_{po}(s) - T_{do}(s)) = m_d(s) C_{pd} (T_{do} - T_{di}) + m_d C_{pd} T_{do}(s) + \frac{1}{2} (M_d C_{pd} + M_t C_{pt} / 2) (s) T_{do}(s) \quad (4-21)$$

Persamaan di atas dikalikan dengan  $2/UA$  sehingga diperoleh :

$$- \frac{2}{UA} m_d(s) C_{pd} (T_{do} - T_{di}) T_{po}(s) = \left( \frac{2}{UA} m_d(s) C_{pd} + 1 + \frac{1}{UA} (M_d C_{pd} + M_t C_{pt} / 2) (s) \right) T_{do}(s) \quad (4-22)$$

Penyederhanaan persamaan di atas :

$$T_{po}(s) = b_1 m_d(s) + (b_2 + b_3 s) T_{do}(s) \quad (4-23)$$

dimana :

$$\begin{aligned} b_1 &= \frac{2}{UA} C_{pd} (T_{do} - T_{di}) \\ b_2 &= \frac{2}{UA} C_{pd} m_d + 1 \\ b_3 &= \frac{1}{UA} (M_d C_{pd} + M_t C_{pt} / 2) \end{aligned} \quad (4-24)$$

Substitusi persamaan (4-24) ke (4-14)

$$\begin{aligned} T_{do}(s) &= (a_2 + a_3 s) [b_1 m_d(s) + (b_2 + b_3 s) T_{do}(s)] - a_1 m_p(s) \\ T_{do}(s) &= (a_2 + a_3 s) (b_2 + b_3 s) T_{do}(s) + (a_2 + a_3 s) b_1 m_d(s) - a_1 m_p(s) \\ T_{do}(s) &= [(a_2 + a_3 s) (b_2 + b_3 s) - 1] = a_1 m_p(s) - (a_2 + a_3 s) b_1 m_d(s) \end{aligned} \quad (4-25)$$

Maka persamaan teperatur air pada sistem pemanasan dapat ditulis sebagai berikut:

$$T_{do}(s) = \frac{a_1 m_p(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \quad (4-26)$$

keterangan :

$m_p$  : laju aliran massa fluida dari *Temperature Process Rig* (kg/det)

$C_{pp}$  : kapasitas panas fluida dari *Temperature Process Rig* (kJ/kg<sup>0</sup>K)

$T_{pi}, T_{po}$  : temperatur input dan out fluida dari *Temperature Process Rig* (<sup>0</sup>K)

$A$  : luas permukaan perpindahan panas (m<sup>2</sup>)

$U$  : koefisien perpindahan panas keseluruhan (kJ/det m<sup>0</sup>K)

$m_d$  : laju aliran fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* (kg/det)

$C_{pd}$  : kapasitas panas fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* (kJ/kg<sup>0</sup>K)

$T_{di}, T_{do}$  : temperatur input dan output fluida yang berasal dari *Basic Process Rig* (<sup>0</sup>K)

$C_{ps}, C_{pt}$  : kapasitas panas *shell* dan *tube* (kJ/kg<sup>0</sup>K)

$M_p, M_t$  : massa fluida dari *Temperature Process Rig* dan *tube* (kg)

$\Delta T_{am}$  : perbedaan temperatur aritmatik (<sup>0</sup>K)

#### 4.1.1.3. Elemen Pengendali Akhir

Sebagai elemen pengendali akhir digunakan *control valve* yang berfungsi mengatur laju aliran massa dari fluida dari *Temperature Process Rig* yang

merupakan variabel yang dimanipulasi sehingga diperoleh keadaan yang diinginkan. Fungsi Transfer dari *control valve* dapat dinyatakan sebaga berikut :

$$\frac{x_o(s)}{x_i(s)} = \frac{k}{\tau_{cv}s + 1} \quad (4-26)$$

dimana :

$x_o(s)$  : laju alir keluar dari *control valve*

$x_i(s)$  : sinyal masukan *control valve*

$k$  : gain total *control valve*

$\tau_{cv}$  : konstanta waktu dari *control valve*

Gain *control valve* didefinisikan sebagai perubahan aliran yang melalui *control valve* terhadap perubahan masukan. Dapat ditulis dalam persamaan :

$$k = \frac{d}{dx} f(x) \cdot \frac{\text{flow\_maksimum}}{\text{perubahan\_masukan}} \quad (4-27)$$

Konstanta waktu dari *control valve* dapat dihitung dengan persamaan berikut ini :

$$\tau_{cv} = T_v (\Delta V + R_v) \quad (4-28)$$

dimana :

$\tau_{cv}$  : konstanta waktu dari *control valve* (detik)

$T_v$  : *time stroke* (detik)

$R_v$  : perbandingan konstanta waktu dengan *time stroke*

#### 4.1.1.4. Elemen Transmitter

Sensor temperatur yang digunakan untuk mengukur temperatur air yang berasal dari *Basic Process Rig* adalah thermokopel. Oleh alat ini temperatur akan



diubah dalam bentuk sinyal listrik sebesar 4-20 mA. Sinyal ini kemudian ditransmisikan oleh transmitter ke controller. Fungsi Transfer dari transmitter ini adalah sebagai berikut :

$$\frac{T_{tc}}{T_{do}} = \frac{K}{\tau(s) + 1} \quad (4-29)$$

dimana :

$T_{tc}$  : temperatur thermokopel

$T_{do}$  : temperatur output air yang berasal dari *Basic Process Rig*

$K$  : gain transmitter

$\tau$  : konstanta waktu thermokopel

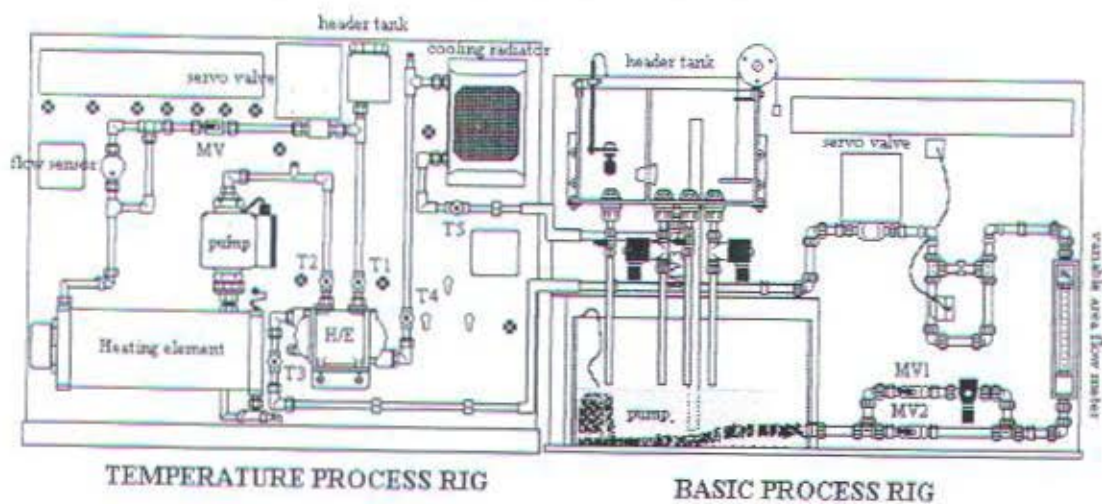
besar K dapat dihitung dengan :

$$K = \frac{\text{span\_keluaran}}{\text{span\_masukan}} = \frac{20 - 4mA}{\text{range\_temperatur}(^{\circ}K)}$$

## 4.2. Pemodelan Blok

Untuk mendapatkan pemodelan blok dari sistem pengendalian temperatur perlu diketahui komponen-komponen penyusun pada sistem pengendalian temperatur untuk *Temperature Process Rig 38-600*. Sistem pengendalian pada *Temperature Process Rig* ini terdiri dari *controller*, *control valve*, proses, sensor dan *transmitter*.

Untuk lebih jelasnya sistem ini bisa dilihat pada gambar berikut :



Gambar 4.1 Gambar Sistem Kontrol Temperatur

Gambar di atas terdiri dari *Basic Process Rig* dan *Temperature Process Rig*. Dimana komponen dari *Basic Process Rig* dan *Temperature Process Rig* tersebut adalah sebagai berikut :

Komponen dari *Basic Process Rig* (penyuplai air yang akan dipanaskan)

1. Sump Tank
2. Dual Compartement Process Tank
3. Circulating Pump
4. Visual Indikator Flow Meter
5. Motorised Flow Gate Valve
6. Manual Valve
7. Process Interface

Komponen dari *Temperature Process Rig*

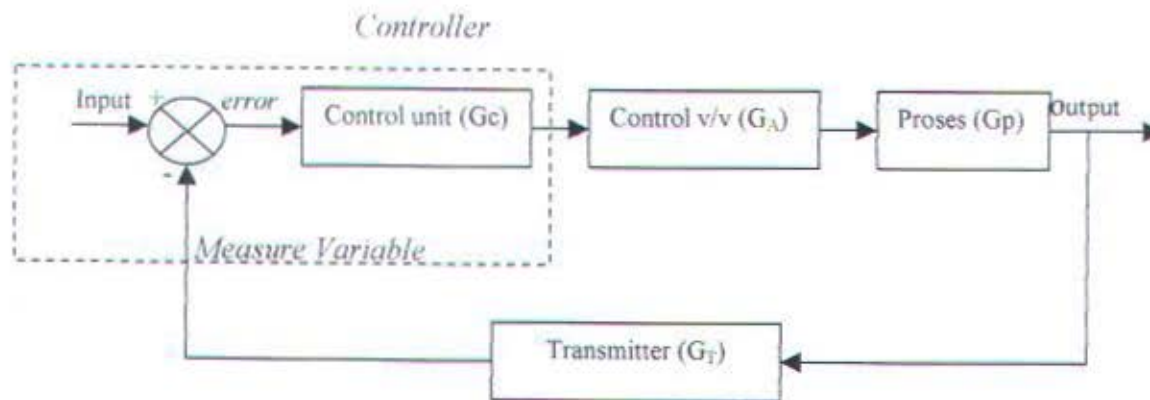
1. Header Tank
2. Radiator dan Fan
3. Heat Exchanger

4. Primary Circuit Pump
5. Heater
6. Manual Valve
7. Motorised Flow Gate Valve
8. Process Controller
9. Process Interface

Dari komponen tersebut yang merupakan unit kontroler adalah *Process Interface* dan *Process Control*. Tugas dari kontroler ini adalah membandingkan set point dengan *measurement variable*, menghitung berapa banyak koreksi yang perlu dilakukan, dan mengeluarkan sinyal koreksi sesuai dengan hasil perhitungan tadi. Sedangkan *control valve (actuator)* merupakan *final control element* yang berfungsi untuk mengubah *measurement variable* dengan cara memanipulasi besarnya *manipulated variable* berdasar perintah dari *controller*. Kemudian komponen yang bernama proses adalah tatanan peralatan yang mempunyai fungsi tertentu dimana dalam sistem ini diwakili oleh *heat exchanger*. Bagian yang lain adalah sensor dan *transmitter* yang masing-masing berfungsi sebagai penala atau pengukur *controlled variable* sedangkan *transmitter* adalah alat yang berfungsi untuk membaca sinyal dengan sensor dan mengubahnya menjadi sinyal yang dapat dimengerti *controller*.



Bentuk diagram blok secara umum dari sistem *Temperature Process Rig* ini adalah sebagai berikut :



Gambar 4.2. Diagram Blok sistem secara umum

dimana :

1. Transfer function untuk control valve adalah sebagai berikut :

$$\frac{x_v(s)}{x_e(s)} = \frac{k}{\tau_{CV}s + 1}$$

2. Transfer function untuk Proses (*Heat Exchanger*) adalah sebagai berikut :

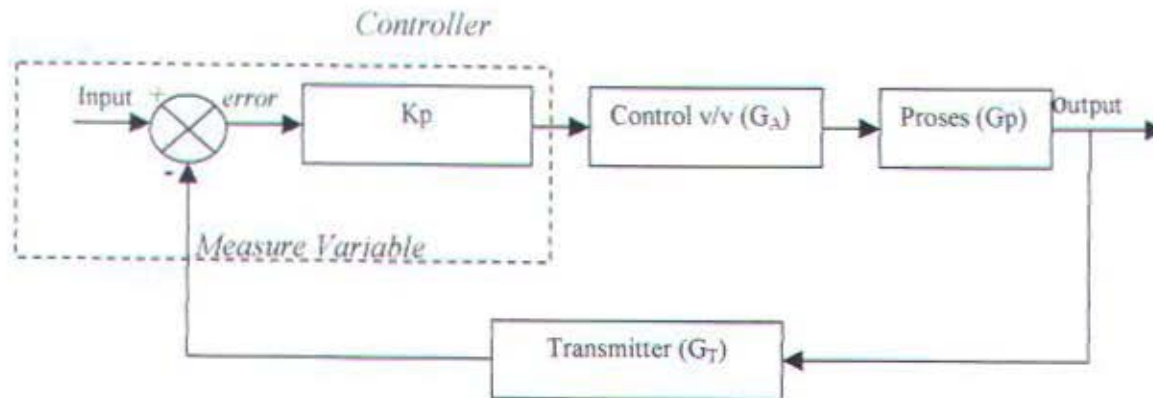
$$T_{do} = \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1}$$

3. Transfer function dari Transmitter adalah sebagai berikut :

$$\frac{T_{tc}}{T_{ao}} = \frac{K}{\tau(s) + 1}$$

### 4.2.1. Diagram Blok untuk Kontrol Proporsional

Diagram blok untuk aksi kontrol Proporsional adalah sebagai berikut :



Gambar 4.3. Diagram Blok Sistem Kontrol Proporsional

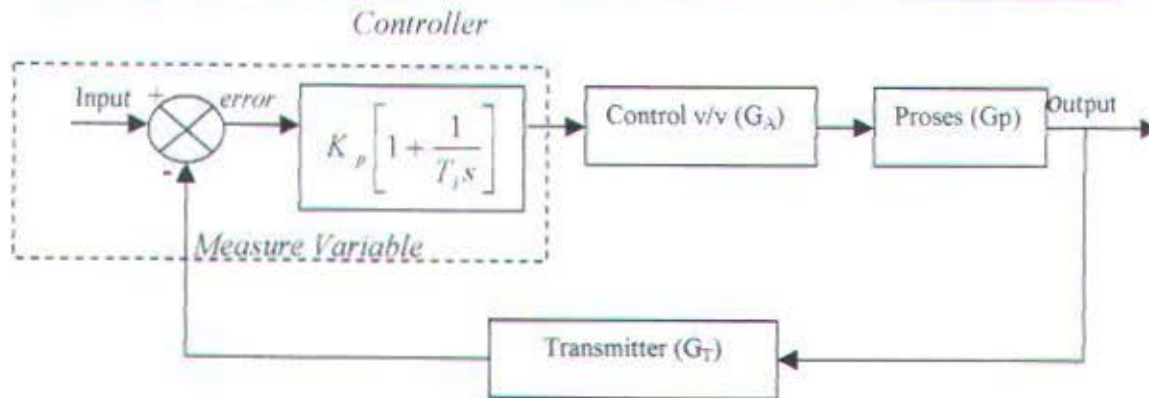
Dari diagram blok di atas dapat ditentukan *transfer function* dari sistem secara keseluruhan. *Transfer function* dari diagram tersebut adalah sebagai berikut :

$$\frac{\text{Output}}{\text{Input}} = \frac{H(s)}{R(s)} = \frac{K_p \cdot G_A \cdot G_p}{1 + K_p \cdot G_A \cdot G_p \cdot G_T}$$

$$\frac{H(s)}{R(s)} = \frac{K_p \cdot \frac{k}{\tau_{cl} s + 1} \cdot \left[ \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \right]}{1 + \left[ K_p \cdot \frac{k}{\tau_{cl} s + 1} \cdot \left( \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \right) \cdot \frac{K}{\tau(s) + 1} \right]}$$

### 4.2.2. Diagram Blok untuk Kontrol Proporsional Plus Integral

Diagram blok untuk aksi kontrol Proporsional plus Integral adalah sebagai berikut :



Gambar 4.4. Diagram Blok Sistem Kontrol Proporsional plus Integral

Dari diagram blok di atas dapat ditentukan *transfer function* dari sistem secara keseluruhan. *Tansfer function* dari diagram tersebut adalah sebagai berikut :

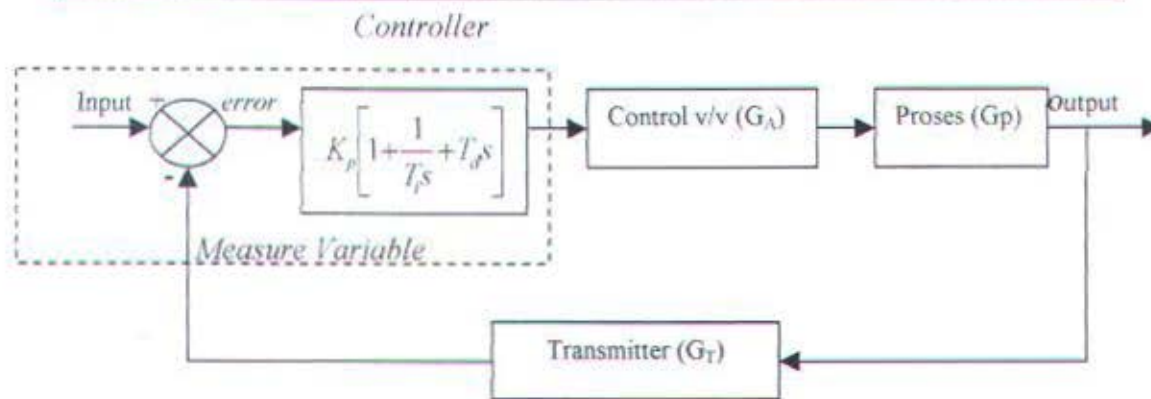
$$\frac{\text{Output}}{\text{Input}} = \frac{H(s)}{R(s)} = \frac{K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} \right] \cdot G_A \cdot G_p}{1 + K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} \right] \cdot G_A \cdot G_p \cdot G_T}$$

$$\begin{aligned} \frac{H(s)}{R(s)} = & \frac{\left[ K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} \right] \right] \cdot \frac{k}{\tau_{CI} s + 1} \left[ \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \right]}{1 + \left[ K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} \right] \right] \cdot \frac{k}{\tau_{CI} s + 1} \cdot \left( \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \right) \cdot \frac{K}{\tau(s) + 1}} \end{aligned}$$

#### 4.2.3. Diagram Blok untuk Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif

Diagram blok untuk aksi kontrol Proporsional plus Integral plus Derivatif adalah sebagai berikut :





Gambar 4.5. Diagram Blok Kontrol Proporsional plus Integral plus Derivatif

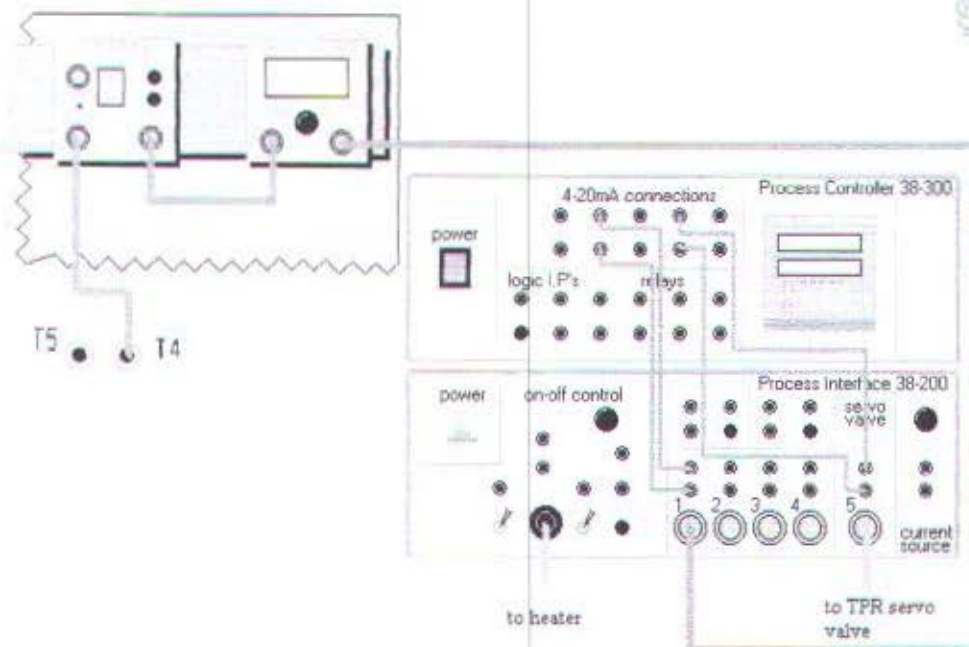
Dari diagram blok di atas dapat ditentukan *transfer function* dari sistem secara keseluruhan. *Transfer function* dari diagram tersebut adalah sebagai berikut :

$$\frac{\text{Output}}{\text{Input}} = \frac{H(s)}{R(s)} = \frac{K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right] \cdot G_A \cdot G_p}{1 + K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right] \cdot G_A \cdot G_p \cdot G_T}$$

$$\begin{aligned} \frac{H(s)}{R(s)} = & \frac{\left[ K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right] \right] \cdot \frac{k}{\tau_{CV} s + 1} \left[ \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \right]}{1 + \left[ K_p \left[ 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right] \right] \cdot \frac{k}{\tau_{CV} s + 1} \cdot \left( \frac{a_1 m(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} - \frac{(a_2 + a_3 s)b_1 m_d(s)}{(a_2 + a_3 s)(b_2 + b_3 s) - 1} \right) \cdot \frac{K}{\tau(s) + 1}} \end{aligned}$$

### 4.3. Analisa Hasil Eksperimen

Sebelum dilakukan analisa terhadap hasil eksperimen perlu diketahui susunan dari diagram untuk kontrol proporsional (P), proporsional plus integral (PI), serta proporsional plus integral plus derivatif (PID). Susunan dari kontrol-kontrol tersebut adalah sebagai berikut :



Gambar 4.6. Gambar susunan kontrol P, PI, PID untuk eksperimen

Susunan dari kontrol proporsional (P), kontrol proporsional plus integral (PI), serta kontrol proporsional plus integral plus derivatif (PID) adalah sama yang membedakan adalah berapa besarnya P, besarnya I dan besarnya D. Untuk proporsional kontrol (P) maka I dan D nya sama dengan nol (0), sedang untuk kontrol proporsional plus integral (PI) maka D-nya sama dengan nol (0).

#### 4.3.1. Respon Transien

Dalam beberapa kasus praktis, karakteristik performansi sistem kontrol yang diinginkan dinyatakan dalam bentuk besaran wawasan waktu. Sistem yang dikenai suatu masukan atau gangguan tidak dapat merespon secara seketika masukan atau gangguan tersebut, tetapi membutuhkan waktu untuk meresponnya. Waktu inilah yang menjadi salah satu kriteria performansi sistem tersebut.

Respon waktu sistem kontrol terdiri dari dua bagian: respon transien dan keadaan tunak (steady state). Yang dimaksud dengan respon transien adalah respon sistem yang berlangsung dari keadaan awal sampai keadaan akhir. Sedangkan respon keadaan tunak adalah perilaku keluaran sistem jika  $t$  mendekati tak terhingga.

Seringkali, karakteristik performansi sistem kontrol dinyatakan dalam bentuk respon transien terhadap masukan tangga satuan karena mudah dibangkitkan. Jika respon terhadap masukan tangga diketahui, maka secara matematis dapat dihitung respon terhadap masukannya.

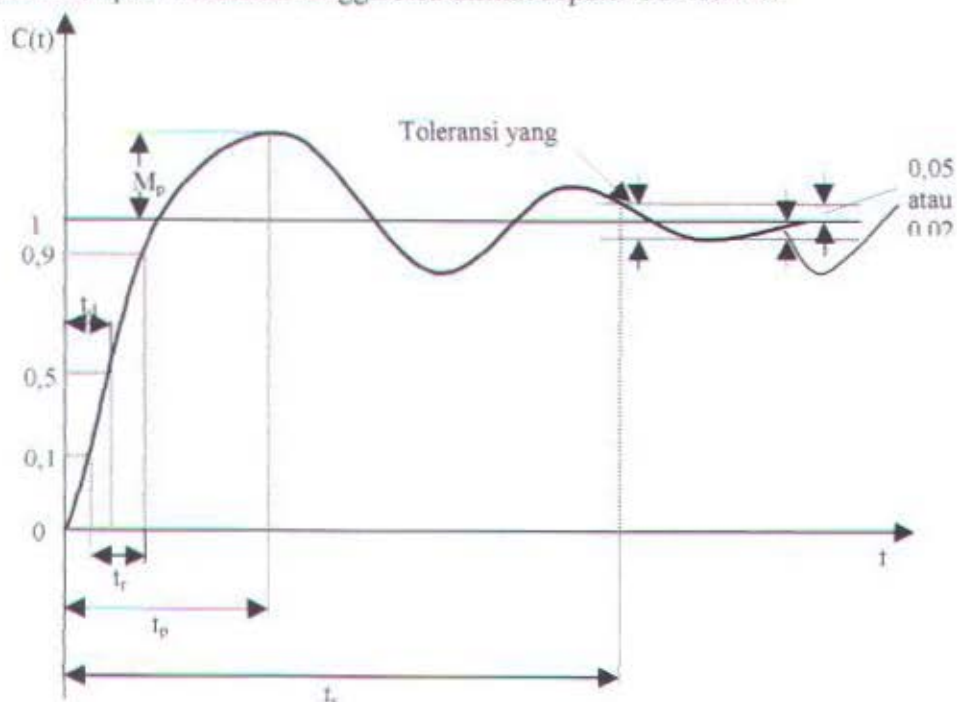
Respon transien suatu sistem terhadap masukan tangga satuan bergantung pada syarat awal. Untuk memudahkan pembandingan respon transien berbagai macam sistem, hal yang biasa dilakukan adalah menggunakan syarat awal standar bahwa sistem mula – mula dalam keadaan diam sehingga keluaran dan semua turunan waktunya pada awal respon sama dengan nol.

Respon transien sistem kontrol praktis sering menunjukkan osilasi teredam sebelum mencapai keadaan tunak. Dalam menentukan karakteristik respon transien sistem kontrol terhadap masukan tangga satuan, dicari parameter berikut :



1. Waktu tunda (delay time),  $t_d$  yaitu waktu yang diperlukan respon untuk mencapai setengah harga akhir yang pertamakali.
2. Waktu naik (rise time),  $t_r$  yaitu waktu yang diperlukan respon untuk naik dari 10 sampai 90%, 5 sampai 95% atau 0 sampai 100% dari harga akhirnya.
3. Waktu puncak (peak time),  $t_p$  yaitu waktu yang diperlukan respon untuk mencapai puncak lewatan yang pertamakali.
4. Lewatan maksimum (maximum overshoot),  $M_p$  yaitu harga puncak maksimum dari kurva respon yang diukur dari nilai stabilnya.
5. Waktu penetapan (settling time),  $t_s$  yaitu waktu yang diperlukan kurva respon untuk mencapai dan menetap dalam daerah disekitar harga akhir yang ukurannya ditentukan dengan persentase mutlak dari harga akhir(biasanya 5% atau 2%.

Kurva respon masukan tangga bisa dilihat seperti Gambar 4.7



Gambar 4.7. Kurva respon tangga satuan yang menunjukkan  $t_d$ ,  $t_r$ ,  $t_p$ ,  $M_p$  dan

### 4.3.2. Respon Tangga Satuan

Masukan fungsi tangga diberikan pada sistem yang keluaran dari sistem tersebut bernilai tetap atau konstan. Masing – masing sistem yang diberikan masukan fungsi tangga dijelaskan sebagai berikut :

#### 4.3.2.1.Sistem Orde Satu

Secara umum sistem orde pertama mempunyai fungsi alih tertutup sebagai berikut :

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{1}{Ts + 1} \quad (4-31)$$

Sistem orde satu ini selalu menunjukkan respon transien yang tanpa mengalami osilasi.

#### 4.3.2.2.Sistem Orde Dua

Secara umum sistem orde kedua mempunyai fungsi alih tertutup sebagai berikut :

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\zeta\omega_n s + \omega_n^2} \quad (4-32)$$

di mana :  $\omega_n$  = frekuensi alamiah tak teredam.

$\zeta$  = rasio redaman sistem (rasio antara redaman yang sebenarnya dengan redaman kritis).

Pada sistem ini semakin kecil rasio redaman sistem maka sistem akan menunjukkan osilasi semakin besar sebelum mencapai kondisi steady state.

#### 4.3.2.3. Sistem Orde Tiga

Secara umum sistem orde ketiga mempunyai fungsi alih tertutup sebagai berikut :

$$\frac{C(s)}{R(s)} = \frac{\omega_n^2 p}{(s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2)(s + p)} \quad (4-33)$$

di mana :  $\omega_n$  = frekuensi alamiah tak teredam.

$\xi$  = rasio redaman sistem (rasio antara redaman yang sebenarnya dengan redaman kritis)

Jika ditinjau nilai redaman pada sistem, maka ada 4 keadaan redaman sistem, yaitu :

1. Nilai  $0 < \xi < 1$ , sistem *under damped* atau disebut redaman kurang dan respon transiennya berosilasi.
2. Nilai  $\xi = 1$ , sistem *critically damped* atau disebut redaman kritis dan respon transiennya tidak berosilasi.
3. Nilai  $\xi > 1$ , sistem *over damped* atau disebut redaman lebih dan respon transiennya tidak berosilasi.
4. Nilai  $\xi = 0$ , sistem *undamped* atau disebut sistem tanpa redaman dan respon transiennya akan berosilasi terus.

Menurut Frans Gunterus penggolongan respon transien sistem pengendalian dibagi dalam dua kelompok yaitu stabil dan tidak stabil. Kelompok stabil dibagi lagi menjadi dua yaitu *overdamped* (masih ada *offset*) dan *underdamped* (osilasi tetapi makin kecil amplitudonya). Sedangkan kelompok tidak stabil dibagi

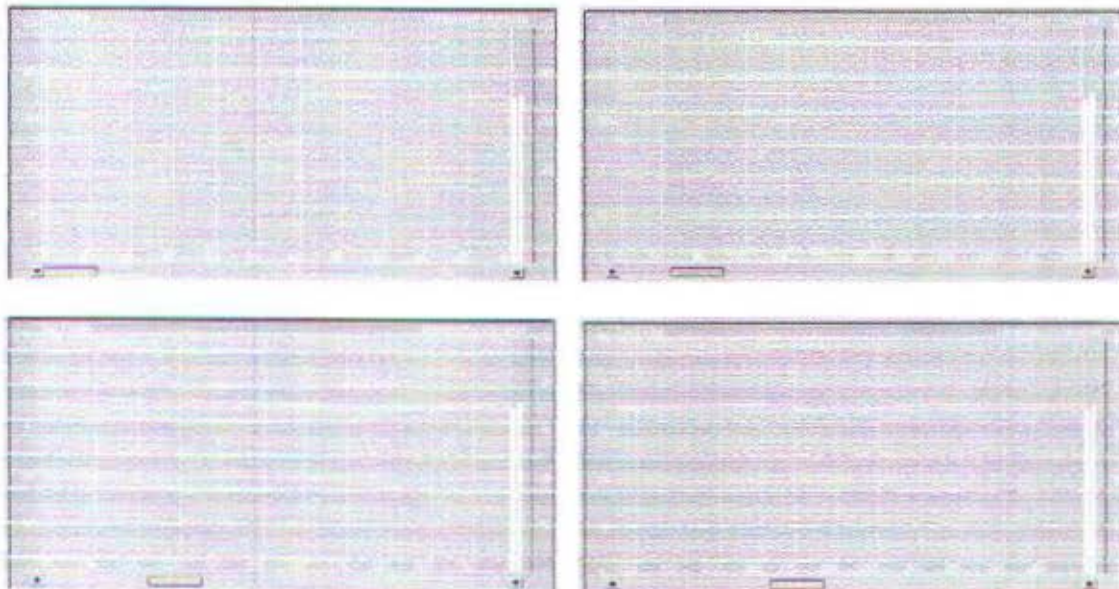


menjadi *sustain oscillation* dan *undamped*. Pada respon *sustain oscillation*, *process variable* tidak pernah sama dengan set point. *Process variable* ini akan naik turun di sekitar set point dengan amplitudo dan kecepatan yang tetap. Sedangkan respon *undumped*, *process variable* berosilasi dengan amplitudo semakin membesar.

#### 4.3.3. Analisa Respon Transien Hasil Eksperimen

Hasil Eksperimen yang telah dilakukan berupa grafik yang menunjukkan respon transien sistem pengendalian dari masing-masing aksi kontrol. Bentuk grafik tersebut adalah sebagai berikut :

PROPORSIONAL CONTROL dengan  $PB = 1$



Gambar 4.8. Grafik respon transien aksi kontrol

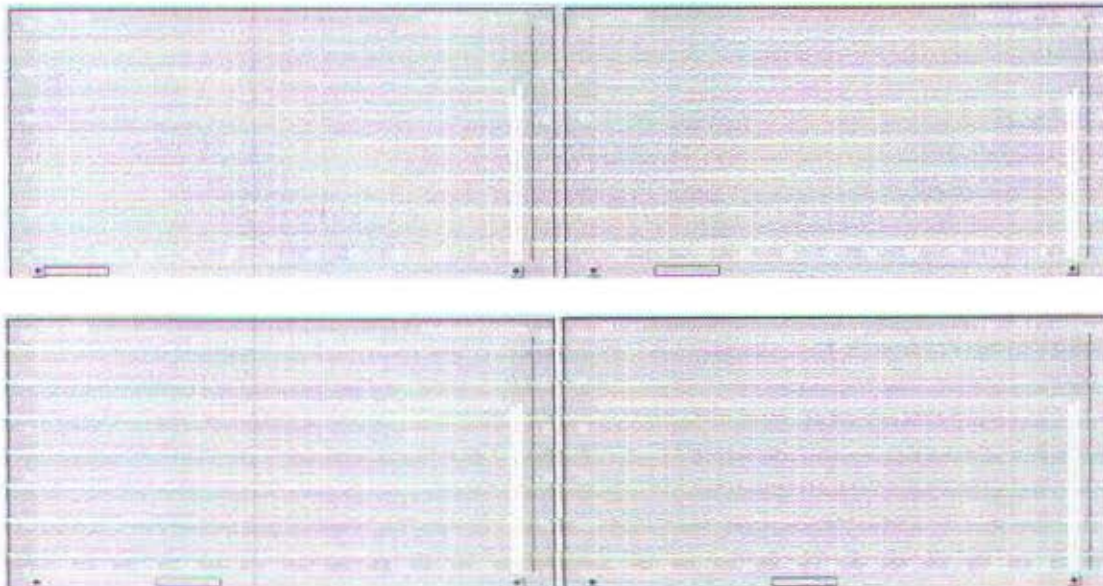
Analisa yang dilakukan dengan jalan mencari waktu setting yaitu waktu yang dibutuhkan untuk mengeset berapa  $PB$ -nya,  $I$ -nya, serta  $D$ -nya serta mensetting serpoint. Selain waktu setting dicari juga *rise time* (waktu yang dibutuhkan untuk mencapai set point untuk pertama kali), *settling time* (waktu yang dibutuhkan

untuk menyentuh batas toleransi pertama kali), kestabilannya, serta *steady state*-nya sesuai dengan set point apa tidak. Analisa yang lain adalah menentukan aksi kontrol yang optimal dari masing-masing aksi kontrol.

Contoh analisa yang dilakukan untuk respon transien aksi kontrol dengan  $PB=1$ . Waktu *setting*: 35 detik, *rise time*: 71 detik, *settling time*: 68 detik, kestabilan: stabil karena bentuk responnya adalah *underdamped*.

Contoh analisa yang lain adalah sebagai berikut :

PROPORTIONAL CONTROL dengan  $PB = 2$



Gambar 4.9 Grafik respon transien aksi kontrol

Analisisnya adalah sebagai berikut :

$PB=2$ , waktu *setting*: 28 detik, *rise time*: (tidak ada *rise time* karena *measured variable* tidak pernah menyentuh set point/masih ada *offset*), *settling time*: (tidak ada *settling time* karena *measure variable*-nya tidak menyentuh pada sisi toleransi yaitu  $\pm 2\%$ ). Pada pengendalian proporsional dengan  $PB=2$  ini ada *offset* yang



besarnya  $0,8^{\circ}\text{C}$ . Pengendalian ini stabil karena dia termasuk pada jenis *over damped*.

Dengan menganalisa seperti di atas, kemudian hasil yang didapatkan ditampilkan dalam bentuk grafik seperti tersebut di bawah ini :

#### 4.3.3.1. Data Eksperimen untuk Kontrol Proporsional

Tabel 4.1 Data Eksperimen untuk Kontrol P

No	PB	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1	20	71	68	stabil	Osilasi
2	2	28	-	-	stabil	Offset $0,8^{\circ}\text{C}$
3	3	15	-	-	stabil	Offset $1,4^{\circ}\text{C}$
4	4	18	-	-	stabil	Offset $1,5^{\circ}\text{C}$
5	5	13	-	-	stabil	Offset $1,8^{\circ}\text{C}$
6	6	12	-	-	stabil	Offset $2^{\circ}\text{C}$
7	7	18	-	-	stabil	Offset $2,1^{\circ}\text{C}$
8	8	28	-	-	stabil	Offset $2,2^{\circ}\text{C}$
9	9	12	-	-	stabil	Offset $2,8^{\circ}\text{C}$
10	10	12	-	-	stabil	Offset $2,9^{\circ}\text{C}$

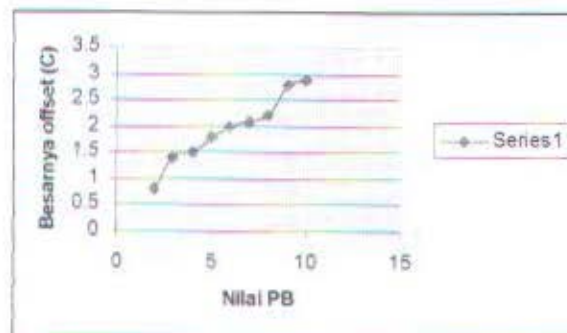
Eksperimen yang telah dilakukan untuk aksi kontrol proporsional menggunakan proporsional band (PB)=1% sampai 10% dan set point  $35^{\circ}\text{C}$ . Analisa untuk aksi kontrol proporsional tersebut adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan PB=2% sampai dengan PB=10% tidak memiliki *rise time* dan *settling time* karena garis yang mewakili *measured variable*-nya



tidak pernah menyentuh set point dan tidak pernah menyentuh garis toleransi yang ditentukan.

2. Kontrol proporsional dengan  $PB=1$  stabil karena termasuk pada jenis respon transien yang *under damped* karena dia berosilasi makin lama amplitudonya makin kecil. Sedangkan kontrol proporsional dengan  $PB=2\%$  sampai dengan  $10\%$  juga stabil tetapi grafik responnya masuk pada jenis *overdamped* karena memiliki *offset*.
3. Semakin besar  $PB$  akan semakin memperbesar *offset* sehingga makin besar  $PB$  pada pengendalian proporsional ini akan semakin jelek hasil pengontrolannya. Lebih jelasnya bisa dilihat pada grafik di bawah ini :



Gambar 4.10 grafik besarnya PB Vs besarnya *offset*

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian proporsional untuk mengendalikan temperatur pada *Temperature Process Rig* yang paling optimal adalah pengendalian dengan  $PB=2\%$  karena memiliki *offset* paling kecil.

### 4.3.3.2. Data Eksperimen untuk Kontrol Proporsional Plus Integral

#### 4.3.3.2.1. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=10

Tabel 4.2 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan I=10%

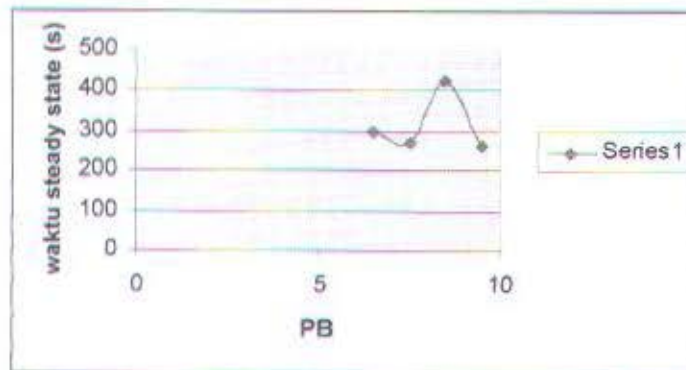
No	PB	I	Setting time(s)	Rise Time(s)	Settling Time(s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	10	24	137	130	stabil	Osilasi
2	2,5	10	27	100	95	stabil	Osilasi
3	3,5	10	21	204	192	stabil	Osilasi
4	4,5	10	20	144	136	stabil	Osilasi
5	5,5	10	20	142	135	stabil	Osilasi
6	6,5	10	28	187	174	stabil	=setpoint detik 301
7	7,5	10	23	163	154	stabil	=setpoint detik 273
8	8,5	10	30	163	153	stabil	=setpoint detik 425
9	9,5	10	23	153	144	Stabil	=setpoint detik 264

#### Keterangan :

=setpoint detik ...: waktu *steady state* dimana *steady state* ini besarnya sama dengan set point secara kontinyu.

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan PB=1,5% sampai 9,5% dan I dibuat tetap sebesar 10%. Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan I=10% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 1,5% sampai dengan 5,5% mengalami osilasi. Sedangkan dengan menggunakan PB 6,5% sampai 9,5% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.11 grafik pencapaian steady state untuk  $I=10\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 9,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 264 detik.

#### 4.3.3.2.2. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan $I=20$

Tabel 4.3 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan  $I=20\%$

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	20	21	150	111	stabil	Osilasi



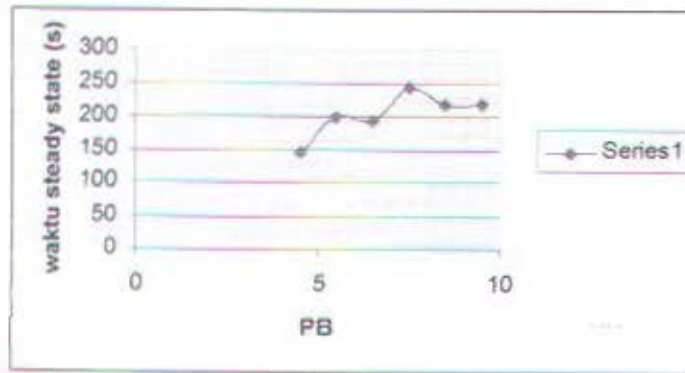
2	2,5	20	18	161	150	stabil	Osilasi
3	3,5	20	22	154	145	stabil	Osilasi
4	4,5	20	23	146	138	stabil	=setpoint detik 146
5	5,5	20	22	143	134	stabil	=setpoint detik 200
6	6,5	20	18	138	130	stabil	=setpoint detik 194
7	7,5	20	33	165	155	stabil	=setpoint detik 245
8	8,5	20	18	140	133	stabil	=setpoint detik 219
9	9,5	20	17	138	130	Stabil	=setpoint detik 220

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan  $\text{PB}=1,5\%$  sampai  $9,5\%$  dan  $I$  dibuat tetap sebesar  $20\%$ . Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan  $I=20\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $\text{PB } 1,5\%$  sampai dengan  $3,5\%$  mengalami osilasi. Sedangkan pengendalian dengan menggunakan  $\text{PB } 4,5\%$  sampai dengan  $9,5\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada kategori *under damped*.



3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.12 grafik pencapaian steady state dengan  $I=20\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 4,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 146 detik.

#### 4.3.3.2.3. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan $I=30$

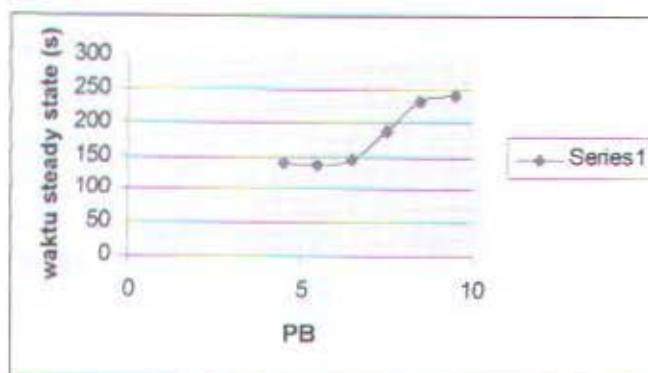
Tabel 4.4 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan  $I=30\%$

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	30	18	174	136	stabil	Osilasi
2	2,5	30	21	144	134	stabil	Osilasi
3	3,5	30	18	138	126	stabil	Osilasi
4	4,5	30	24	140	127	stabil	=setpoint detik 140
5	5,5	30	20	136	125	stabil	=setpoint detik 136

6	6,5	30	19	145	133	stabil	=setpoint detik 145
7	7,5	30	18	136	127	stabil	=setpoint detik 187
8	8,5	30	18	147	137	stabil	=setpoint detik 233
9	9,5	30	17	146	136	Stabil	=setpoint detik 240

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan  $\text{PB}=1,5\%$  sampai  $9,5\%$  dan  $\text{I}$  dibuat tetap sebesar  $30\%$ . Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan  $\text{I}=30\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $\text{PB}$   $1,5\%$  sampai dengan  $3,5\%$  mengalami osilasi. Sedangkan pengendalian dengan menggunakan  $\text{PB}$   $4,5\%$  sampai dengan  $9,5\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *stedy state* dengan bertambahnya  $\text{PB}$  adalah sebagai berikut :



Gambar 4.13 grafik pencapaian steady state dengan  $\text{I}=30\%$



4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 5,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 136 detik.

#### 4.3.3.2.4. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=40

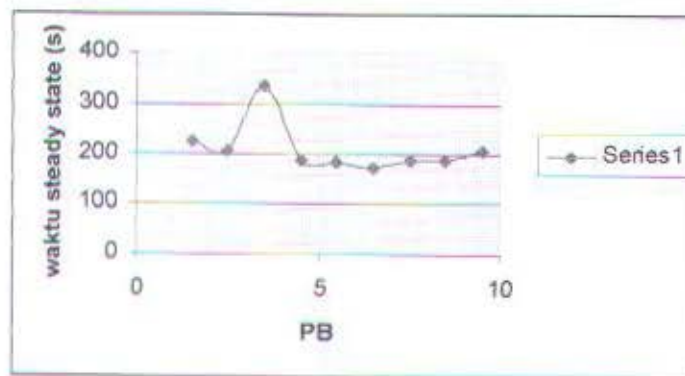
Tabel 4.5 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan I=40%

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	40	33	223	183	stabil	=setpoint detik 223
2	2,5	40	23	205	180	stabil	=setpoint detik 205
3	3,5	40	26	337	293	stabil	=setpoint detik 338
4	4,5	40	19	183	163	stabil	=setpoint detik 188
5	5,5	40	29	185	170	stabil	=setpoint detik 185
6	6,5	40	27	173	157	stabil	=setpoint detik 173
7	7,5	40	23	187	172	stabil	=setpoint detik 187
8	8,5	40	21	188	173	stabil	=setpoint detik 188
9	9,5	40	25	205	185	Stabil	=setpoint detik 205

Pada eksperimen ini menggunakan set point 35°C, jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan PB=1,5% sampai 9,5% dan I

dibuat tetap sebesar 40%. Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan  $I=40\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 1,5% sampai dengan 9,5% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *stedy state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.14 grafik pencapaian steady state dengan  $I=40\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 6,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 173 detik.

#### 4.3.3.2.5. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=50

Tabel 4.6 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan I=50%

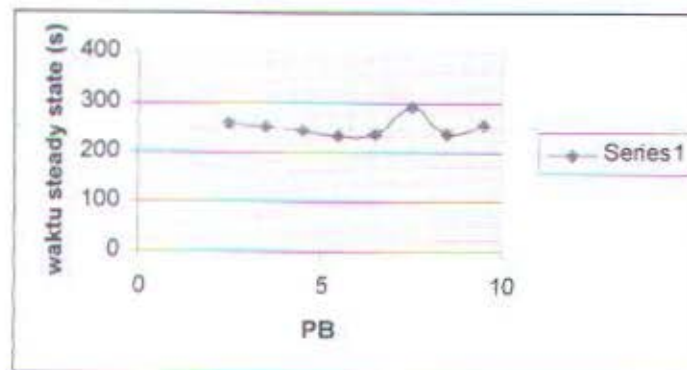
No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	50	22	232	186	stabil	Osilasi
2	2,5	50	26	256	199	stabil	=setpoint detik 259
3	3,5	50	25	243	204	stabil	=setpoint detik 249
4	4,5	50	21	238	196	stabil	=setpoint detik 243
5	5,5	50	29	230	199	stabil	=setpoint detik 231
6	6,5	50	27	236	205	stabil	=setpoint detik 237
7	7,5	50	19	290	261	stabil	=setpoint detik 291
8	8,5	50	18	232	207	stabil	=setpoint detik 237
9	9,5	50	21	251	216	Stabil	=setpoint detik 253

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan PB=1,5% sampai 9,5% dan I dibuat tetap sebesar 50%. Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan I=50% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 1,5% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 2,5 sampai dengan 9,5% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.



2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.15 grafik pencapaian steady state dengan  $I=50\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 5,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 231 detik.

#### 4.3.3.2.6. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan $I=60$

Tabel 4.7 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan  $I=60\%$

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	60	35	266	254	stabil	Osilasi
2	2,5	60	24	276	226	stabil	Osilasi
3	3,5	60	21	304	228	stabil	=setpoint detik 304

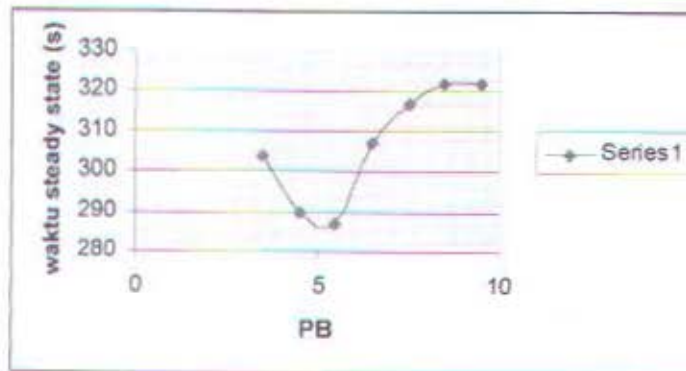
4	4,5	60	29	285	234	stabil	=setpoint detik 290
5	5,5	60	26	282	238	stabil	=setpoint detik 287
6	6,5	60	21	299	246	stabil	=setpoint detik 307
7	7,5	60	31	315	273	stabil	=setpoint detik 317
8	8,5	60	28	317	286	stabil	=setpoint detik 322
9	9,5	60	27	320	288	Stabil	=setpoint detik 322

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan  $\text{PB}=1,5\%$  sampai  $9,5\%$  dan  $I$  dibuat tetap sebesar  $60\%$ .

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan  $I=60\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $\text{PB } 1,5\%$  dan  $2,5\%$  mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan  $\text{PB } 3,5$  sampai dengan  $9,5\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.

3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.16 grafik pencapaian steady state dengan  $I=60\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 5,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 287 detik.

#### 4.3.3.2.7. Kontrol Proporsional Plus Integral dengan $I=70$

Tabel 4.8 Data Eksperimen untuk Kontrol PI dengan  $I=70\%$

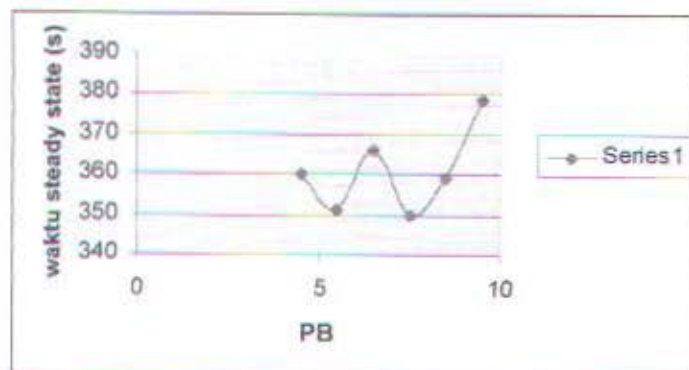
No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	70	32	303	253	stabil	Osilasi
2	2,5	70	34	330	283	stabil	Osilasi
3	3,5	70	35	346	308	stabil	Osilasi
4	4,5	70	31	338	277	stabil	=setpoint detik 360
5	5,5	70	22	332	275	stabil	=setpoint detik 351
6	6,5	70	21	364	290	stabil	=setpoint detik 366



7	7,5	70	20	345	294	stabil	=setpoint detik 350
8	8,5	70	18	359	297	stabil	=setpoint detik 359
9	9,5	70	43	351	305	Stabil	=setpoint detik 379

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral dengan  $\text{PB}=1,5\%$  sampai  $9,5\%$  dan  $I$  dibuat tetap sebesar  $70\%$ . Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral dengan  $I=70\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $\text{PB } 1,5\%$  sampai dengan  $3,5\%$  mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan  $\text{PB } 4,5\%$  sampai dengan  $9,5\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya  $\text{PB}$  adalah sebagai berikut :



Gambar 4.17 grafik pencapaian steady state dengan  $I=70\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 7,5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 350 detik.

#### 4.3.3.3. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif

##### 4.3.3.3.1. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=60,D=10

Tabel 4.9 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan I=60% dan D=10%

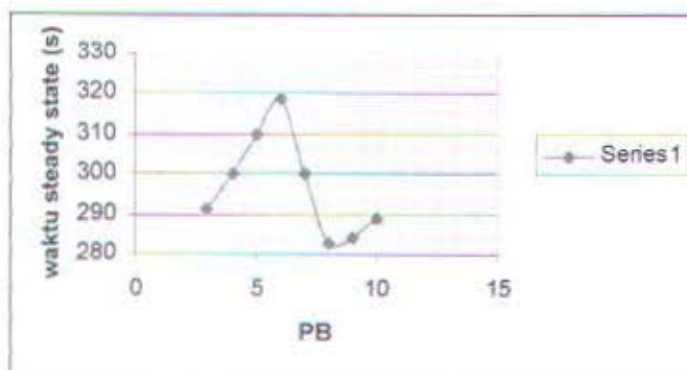
No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	1	60	10	28	259	211	stabil	Osilasi
2	2	60	10	20	220	206	stabil	Osilasi
3	3	60	10	22	291	255	stabil	=setpoint detik 291
4	4	60	10	25	287	240	stabil	=setpoint detik 300
5	5	60	10	21	305	365	stabil	=setpoint detik 310
6	6	60	10	99	316	271	stabil	=setpoint detik 319
7	7	60	10	20	299	241	stabil	=setpoint detik 300
8	8	60	10	15	276	268	stabil	=setpoint detik 283
9	9	60	10	26	284	252	Stabil	=setpoint detik 284
10	10	60	10	10	289	262	Stabil	=setpoint detik 289

Pada eksperimen ini menggunakan set point 35°C, jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah

pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan  $PB=1\%$  sampai  $10\%$  dan  $I$  dibuat tetap sebesar  $60\%$  serta  $D$  dibuat tetap pula sebesar  $10\%$ .

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan  $I=60\%$  dan  $D=10\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $PB$   $1\%$  dan  $2\%$  mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan  $PB$   $3\%$  sampai dengan  $10\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya  $PB$  adalah sebagai berikut :



Gambar 4.18 grafik pencapaian steady state dengan  $I=60\%$  dan  $D=10\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan  $PB$   $8\%$  karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 283 detik.



## 4.3.3.3.2. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan PB=5, I=60

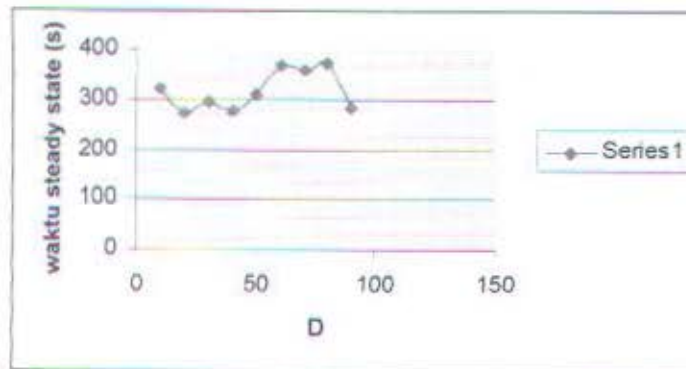
Tabel 4.10 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan PB=5% dan I=60%

N o	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	5	60	20	27	316	238	Stabil	=setpoint detik 320
2	5	60	30	18	273	220	Stabil	=setpoint detik 274
3	5	60	40	33	280	236	Stabil	=setpoint detik 296
4	5	60	50	29	276	285	Stabil	=setpoint detik 276
5	5	60	60	29	302	238	Stabil	=setpoint detik 311
6	5	60	80	47	321	258	Stabil	=setpoint detik 370
7	5	60	90	33	300	248	Stabil	=setpoint detik 358
8	5	60	100	42	365	275	Stabil	=setpoint detik 372

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan D=10% sampai 100% dan I dibuat tetap sebesar 60% serta PB dibuat tetap pula sebesar 5%. Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=5% dan I=60% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan D 20% sampai dengan 100% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.

2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped* dan nilainya sesuai set point.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.19 grafik pencapaian steady state dengan  $I=60\%$  dan  $PB=5\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan  $D$  30% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 274 detik.

#### 4.3.3.3. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=20, D=10$

Tabel 4.11 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=20\%$  dan  $D=10\%$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	20	10	22	114	109	Stabil	Osilasi
2	3	20	10	25	133	125	Stabil	Osilasi
3	4	20	10	21	120	114	Stabil	=setpoint detik 120
4	5	20	10	18	127	119	Stabil	=setpoint detik 127

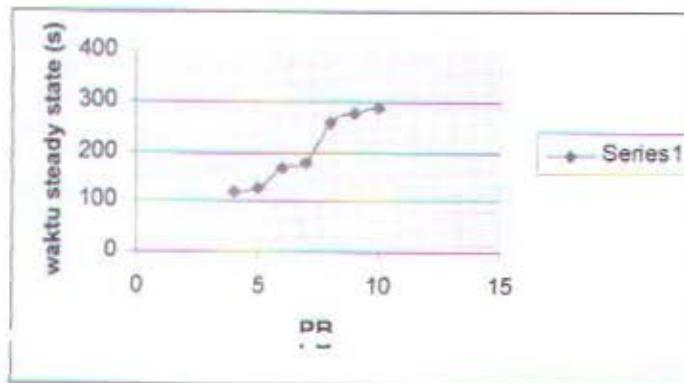
5	6	20	10	22	127	122	Stabil	=setpoint detik 170
6	7	20	10	20	127	120	Stabil	=setpoint detik 179
7	8	20	10	22	134	127	Stabil	=setpoint detik 258
8	9	20	10	24	136	129	Stabil	=setpoint detik 276
9	10	20	10	24	140	134	Stabil	=setpoint detik 288

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 20% serta D dibuat tetap pula sebesar 10%. Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=20% dan D=10% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 1% dan 2% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 3% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.



3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.20 grafik pencapaian steady state dengan  $I=20\%$  dan  $D=10\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 4% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 120 detik.

#### 4.3.3.3.4. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=20, D=20$

Tabel 4.12 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=20\%$  dan  $D=20\%$

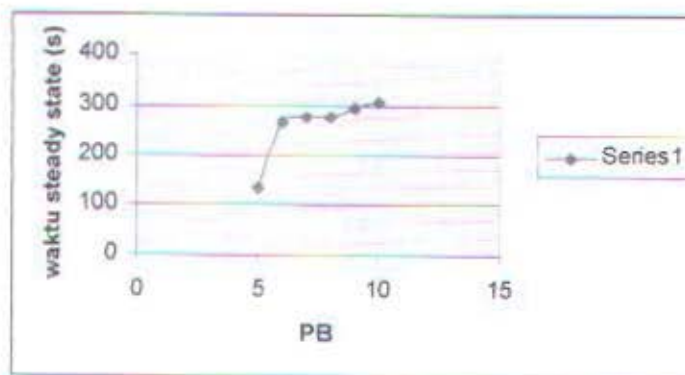
No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	20	20	38	151	147	Stabil	Osilasi
2	3	20	20	26	132	125	Stabil	Osilasi
3	4	20	20	25	126	119	Stabil	Osilasi
4	5	20	20	26	121	116	Stabil	=setpoint detik 136
5	6	20	20	24	131	124	Stabil	=setpoint detik 265
6	7	20	20	26	135	128	Stabil	=setpoint detik 276

7	8	20	20	26	136	130	Stabil	=setpoint detik 276
8	9	20	20	26	142	136	Stabil	=setpoint detik 294
9	10	20	20	22	144	136	Stabil	=setpoint detik 305

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 20% serta D dibuat tetap pula sebesar 20%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=20% dan D=20% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 4% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 5% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.21 grafik pencapaian steady state dengan I=20% dan D=20%



4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 136 detik.

#### 4.3.3.3.5. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=20, D=30

Tabel 4.13 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan I=20% dan D=30%

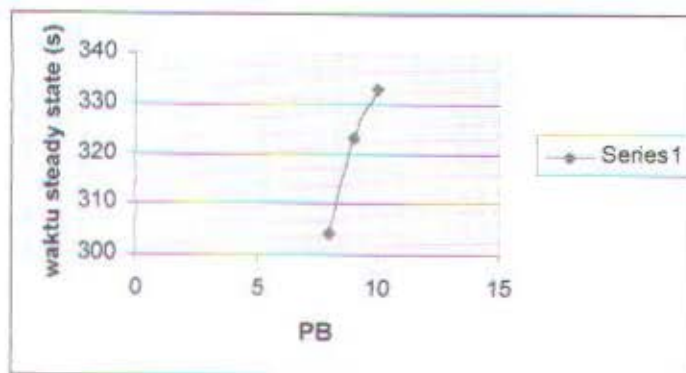
No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta- bilan	Keterangan
1	2	20	30	29	137	130	Stabil	Osilasi
2	3	20	30	27	138	134	Stabil	Osilasi
3	4	20	30	32	148	142	Stabil	Osilasi
4	5	20	30	31	179	160	Stabil	Osilasi
5	6	20	30	27	137	130	Stabil	Osilasi
6	7	20	30	30	138	132	Stabil	Osilasi
7	8	20	30	28	144	137	Stabil	=setpoint detik 304
8	9	20	30	28	154	146	Stabil	=setpoint detik 323
9	10	20	30	29	155	147	Stabil	=setpoint detik 333

Pada eksperimen ini menggunakan set point 35<sup>0</sup>C, jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 20% serta D dibuat tetap pula sebesar 30%.



Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan  $I=20\%$  dan  $D=30\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 7% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 8% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.22 grafik pencapaian steady state dengan  $I=20\%$  dan  $D=30\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 7% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 304 detik.

#### 4.3.3.3.6. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=30, D=10

Tabel 4.14 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan I=30% dan D=10%

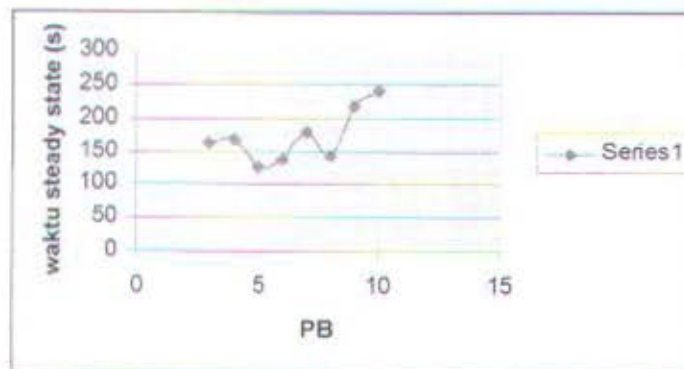
No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta- bilan	Keterangan
1	1	30	10	34	153	148	Stabil	Osilasi
2	2	30	10	24	166	157	Stabil	Osilasi
3	3	30	10	21	163	117	Stabil	=setpoint detik 163
4	4	30	10	18	121	114	Stabil	=setpoint detik 169
5	5	30	10	18	125	118	Stabil	=setpoint detik 125
6	6	30	10	20	136	129	Stabil	=setpoint detik 136
7	7	30	10	23	136	129	Stabil	=setpoint detik 179
8	8	30	10	20	142	134	Stabil	=setpoint detik 142
9	9	30	10	21	143	136	Stabil	=setpoint detik 220
10	10	30	10	21	150	142	Stabil	=setpoint detik 242

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 30% serta D dibuat tetap pula sebesar 10%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=30% dan D=10% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 1% sampai dengan 2% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 3% sampai dengan 10%

2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.23 grafik pencapaian steady state dengan I=30% dan D=10%

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 125 detik.

#### 4.3.3.3.7. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=30,D=20

Tabel 4.15 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan I=30% dan D=20%

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	30	20	22	171	133	Stabil	Osilasi
2	3	30	20	22	136	126	Stabil	Osilasi
3	4	30	20	26	138	129	Stabil	Osilasi
4	5	30	20	25	136	128	Stabil	=setpoint detik 136
5	6	30	20	24	138	130	Stabil	=setpoint detik 138



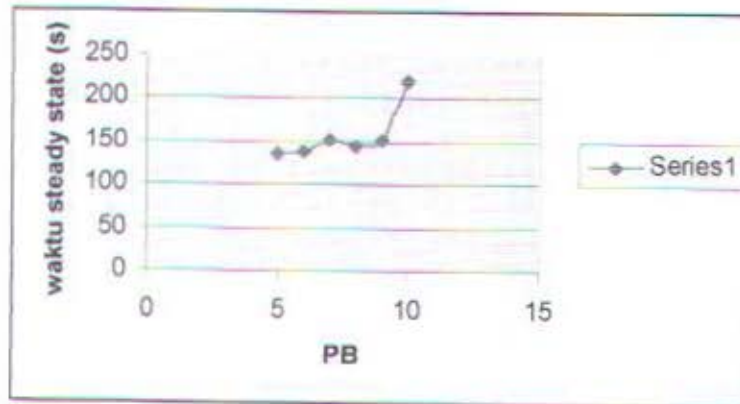
4	5	30	20	25	136	128	Stabil	=setpoint detik 136
5	6	30	20	24	138	130	Stabil	=setpoint detik 138
6	7	30	20	27	152	144	Stabil	=setpoint detik 152
7	8	30	20	24	144	136	Stabil	=setpoint detik 144
8	9	30	20	24	151	143	Stabil	=setpoint detik 151
9	10	30	20	24	149	142	Stabil	=setpoint detik 332

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 30% serta D dibuat tetap pula sebesar 20%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=30% dan D=20% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 4% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 5% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.

3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.24 grafik pencapaian steady state dengan  $I=30\%$  dan  $D=20\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 5% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 136 detik.

#### 4.3.3.3.8. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30, D=30$

Tabel 4.16 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=30\%$  dan  $D=30\%$

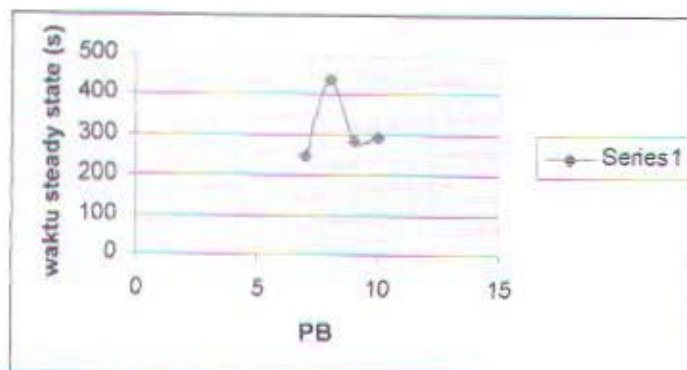
No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	30	30	28	183	145	Stabil	Osilasi
2	3	30	30	27	168	157	Stabil	Osilasi
3	4	30	30	25	170	156	Stabil	Osilasi
4	5	30	30	27	168	154	Stabil	Osilasi
5	6	30	30	25	156	145	Stabil	Osilasi
6	7	30	30	31	170	157	Stabil	=setpoint detik 247

7	8	30	30	28	173	161	Stabil	=setpoint detik 437
8	9	30	30	28	179	167	Stabil	=setpoint detik 287
9	10	30	30	27	181	168	Stabil	=setpoint detik 296

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 30% serta D dibuat tetap pula sebesar 30%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=30% dan D=30% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 6% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 7% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.25 grafik pencapaian steady state dengan I=30% dan D=30%



4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 7% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 247detik.

#### 4.3.3.3.9. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=30,D=40

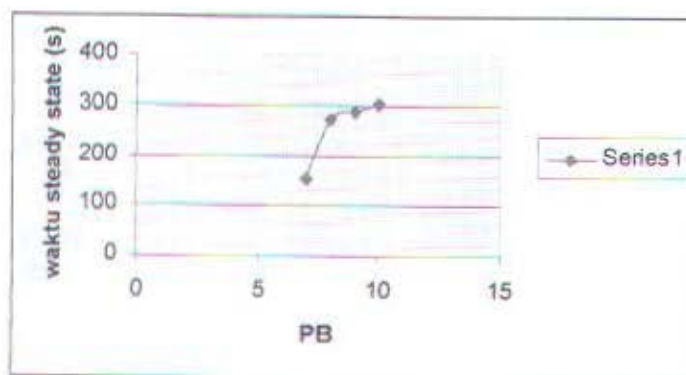
Tabel 4.17 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan I=30% dan D=40%

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	30	40	26	182	147	Stabil	Osilasi
2	3	30	40	27	160	148	Stabil	Osilasi
3	4	30	40	26	154	144	Stabil	Osilasi
4	5	30	40	29	165	153	Stabil	Osilasi
5	6	30	40	31	173	160	Stabil	Osilasi
6	7	30	40	30	176	159	Stabil	=setpoint detik 154
7	8	30	40	30	170	157	Stabil	=setpoint detik 274
8	9	30	40	30	177	163	Stabil	=setpoint detik 289
9	10	30	40	30	181	166	Stabil	=setpoint detik 303

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 30% serta D dibuat tetap pula sebesar 40%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan  $I=30\%$  dan  $D=40\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 6% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 7% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.26 grafik pencapaian steady state dengan  $I=30\%$  dan  $D=40\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 7% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 154 detik.





4.3.3.3.10. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan  $I=30$   $D=50$ Tabel 4.18 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=30\%$  dan  $D=50\%$ 

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	2	30	50	28	170	164	Stabil	Osilasi
2	3	30	50	31	172	160	Stabil	Osilasi
3	4	30	50	29	162	152	Stabil	Osilasi
4	5	30	50	29	198	180	Stabil	Osilasi
5	6	30	50	29	173	160	Stabil	Osilasi
6	7	30	50	29	162	152	Stabil	Osilasi
7	8	30	50	29	166	155	Stabil	Osilasi
8	9	30	50	30	172	162	Stabil	=setpoint detik 251
9	10	30	50	32	183	170	Stabil	=setpoint detik 301

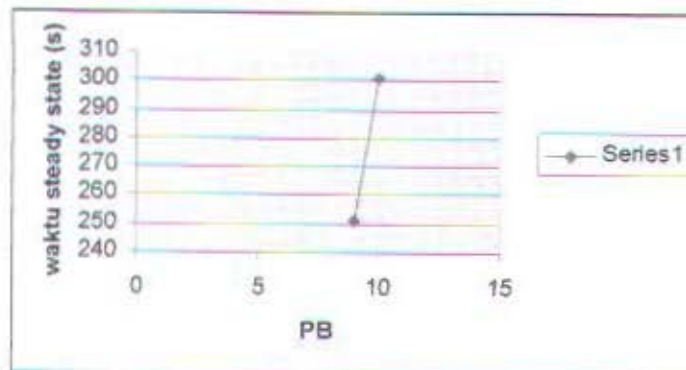
Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan  $PB=2\%$  sampai  $10\%$  dan  $I$  dibuat tetap sebesar  $30\%$  serta  $D$  dibuat tetap pula sebesar  $50\%$ .

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan  $I=30\%$  dan  $D=50\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $PB$   $2\%$  sampai dengan  $8\%$  mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan  $PB$   $9\%$  dan  $10\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.



2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.27 grafik pencapaian steady state dengan  $I=30\%$  dan  $D=50\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 9% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 251 detik.

#### 4.3.3.3.11. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=40\%$ dan $D=10\%$

Tabel 4.19 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=40\%$  dan  $D=10\%$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	40	10	18	160	155	Stabil	Osilasi
2	3	40	10	16	169	162	Stabil	Osilasi
3	4	40	10	21	207	161	Stabil	=setpoint detik 207
4	5	40	10	19	190	156	Stabil	=setpoint detik 202

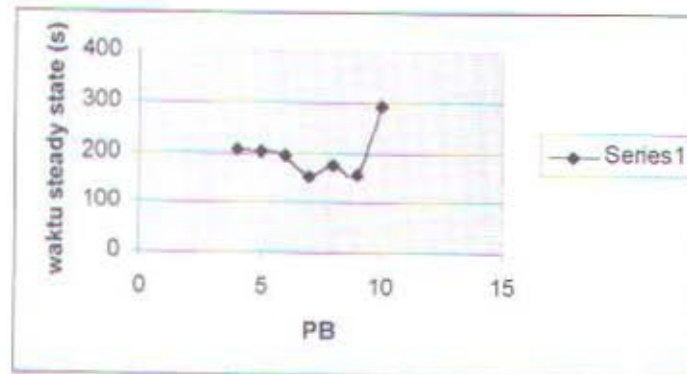
5	6	40	10	14	161	143	Stabil	=setpoint detik 194
6	7	40	10	15	153	141	Stabil	=setpoint detik 153
7	8	40	10	26	175	164	Stabil	=setpoint detik 175
8	9	40	10	16	157	147	Stabil	=setpoint detik 157
9	10	40	10	24	195	178	Stabil	=setpoint detik 291

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 40% serta D dibuat tetap pula sebesar 10%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=40% dan D=10% adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% dan 3% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 4% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.

3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.28 grafik pencapaian steady state dengan  $I=40\%$  dan  $D=10\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 7% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 153 detik.

#### 4.3.3.3.12. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=40\%$ $D=20\%$

Tabel 4.20 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=40\%$  dan  $D=20\%$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	40	20	24	213	169	Stabil	Osilasi
2	3	40	20	25	194	176	Stabil	Osilasi
3	4	40	20	20	192	156	Stabil	Osilasi
4	5	40	20	18	183	161	Stabil	=setpoint detik 183
5	6	40	20	18	166	150	Stabil	=setpoint detik 166
6	7	40	20	33	176	163	Stabil	=setpoint detik 176

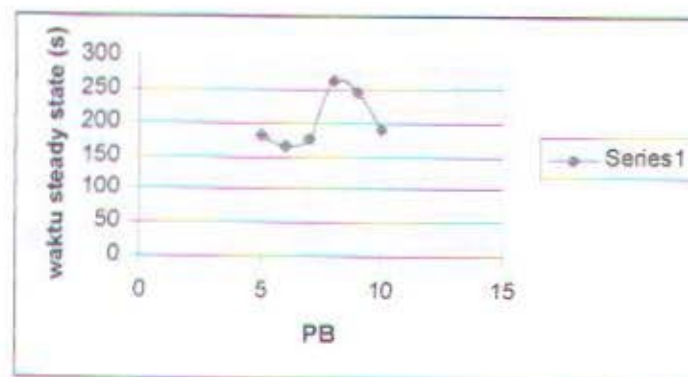


7	8	40	20	20	176	165	Stabil	=setpoint detik 263
8	9	40	20	21	173	160	Stabil	=setpoint detik 246
9	10	40	20	27	190	174	Stabil	=setpoint detik 190

Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan PB=2% sampai 10% dan I dibuat tetap sebesar 40% serta D dibuat tetap pula sebesar 20%.

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan I=40% dan D=20% adalah sebagai berikut :

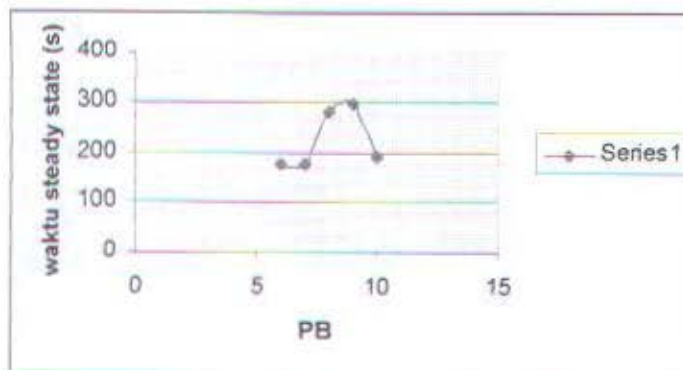
1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 4% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 5% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.29 grafik pencapaian steady state dengan I=40% dan D=20%

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan  $I=40\%$  dan  $D=30\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan PB 2% sampai dengan 5% mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan PB 6% sampai dengan 10% mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.
2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *stedy state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.30 grafik pencapaian steady state dengan  $I=40\%$  dan  $D=30\%$

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 6% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 174 detik.

#### 4.3.3.3.14. Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=50D=10$

Tabel 4.22 Data Eksperimen untuk Kontrol PID dengan  $I=50\%$  dan  $D=10\%$ 

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta- bilan	Keterangan
1	2	50	10	15	180	170	Stabil	Osilasi
2	3	50	10	14	211	170	Stabil	Osilasi
3	4	50	10	16	250	200	Stabil	Osilasi
4	5	50	10	13	238	184	Stabil	=setpoint detik 265
5	6	50	10	14	240	196	Stabil	=setpoint detik 244
6	7	50	10	15	251	188	Stabil	=setpoint detik 253
7	8	50	10	18	254	206	Stabil	=setpoint detik 254
8	9	50	10	14	236	191	Stabil	=setpoint detik 238
9	10	50	10	16	261	210	Stabil	=setpoint detik 264

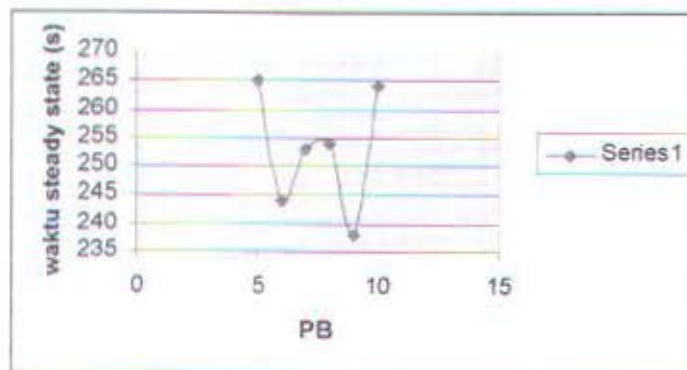
Pada eksperimen ini menggunakan set point  $35^{\circ}\text{C}$ , jenis pengendalian yang digunakan untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* adalah pengendalian proporsional plus integral plus derivatif dengan  $PB=2\%$  sampai  $10\%$  dan  $I$  dibuat tetap sebesar  $50\%$  serta  $D$  dibuat tetap pula sebesar  $10\%$ .

Analisa untuk aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan  $I=50\%$  dan  $D=10\%$  adalah sebagai berikut :

1. Pengendalian dengan menggunakan  $PB$   $2\%$  sampai dengan  $4\%$  mengalami osilasi sedangkan pengendalian dengan  $PB$   $5\%$  sampai dengan  $10\%$  mengalami osilasi yang kemudian mencapai *steady state* yang besarnya sama dengan set point secara kontinyu.



2. Pada pengendalian ini dikatakan stabil karena dari semua respon transien yang ditunjukkan termasuk pada katagori *under damped*.
3. Tren grafik kecepatan waktu pencapaian *steady state* dengan bertambahnya PB adalah sebagai berikut :



Gambar 4.31 grafik pencapaian steady state dengan I=50% dan D=10%

4. Dari hasil yang telah diperoleh dapat diketahui bahwa pengendalian yang paling optimal adalah pengendalian dengan PB 9% karena nilai *measured variable*-nya sama dengan set point dan waktu yang dibutuhkan untuk mencapainya paling cepat yaitu 238 detik.

#### 4.3.4. Analisa Hasil Pengendalian yang Optimal

Hasil-hasil pengendalian yang optimal dari masing-masing kondisi pengesetan di tampilkan dalam bentuk tabel berikut :

Tabel 4.23 Tabel Hasil Pengendalian yang Optimal

No	Jenis kontrol	PB	I	D	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	P	2			-	-	Stabil	Offset 0,8°C
2	PI	9,5	10		153	144	Stabil	=setpoint detik 264

3	PI	4,5	20		146	138	Stabil	=setpoint detik 164
4	PI	5,5	30		136	125	Stabil	=setpoint detik 136
5	PI	6,5	40		173	157	Stabil	=setpoint detik 173
6	PI	5,5	50		230	199	Stabil	=setpoint detik 231
7	PI	5,5	60		282	238	Stabil	=setpoint detik 287
8	PI	7,5	70		345	294	Stabil	=setpoint detik 350
9	PID	8	60	10	276	268	Stabil	=setpoint detik 283
10	PID	5	60	30	273	220	Stabil	=setpoint detik 274
11	PID	4	20	10	120	114	Stabil	=setpoint detik 120
12	PID	5	20	20	121	116	Stabil	=setpoint detik 136
13	PID	7	20	30	144	137	Stabil	=setpoint detik 304
14	PID	5	30	10	125	118	Stabil	=setpoint detik 125
15	PID	5	30	20	136	128	Stabil	=setpoint detik 136
16	PID	7	30	30	170	157	Stabil	=setpoint detik 247
17	PID	7	30	40	176	159	Stabil	=setpoint detik 154
18	PID	9	30	50	172	162	Stabil	=setpoint detik 251
19	PID	7	40	10	153	141	Stabil	=setpoint detik 153
20	PID	6	40	20	166	150	Stabil	=setpoint detik 166
21	PID	6	40	30	174	154	Stabil	=setpoint detik 174
22	PID	6	50	10	236	191	Stabil	=setpoint detik 238

Keterangan :



: jenis kontrol paling optimal untuk masing-masing aksi kontrol

=setpoint detik...: *measured variable* sama dengan set point detik ke ....



Dengan menganalisa kestabilan serta menganalisa kecepatan mencapai set point maka didapatkan jenis kontrol yang optimal untuk masing-masing aksi kontrol.

Analisa aksi kontrol yang optimal tersebut adalah sebagai berikut :

1. Aksi kontrol proporsional yang paling optimal pada pengoperasian pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* 38-600 dengan menggunakan proporsional band (PB) 1% sampai dengan 10% adalah kontrol dengan PB 2% karena memiliki *offset* paling kecil yaitu  $0,8^{\circ}\text{C}$  di atas set point.
2. Aksi kontrol proporsional plus integral yang paling optimal pada pengoperasian pengendalian *Temperature Process Rig* 38-600 dengan menggunakan proporsional band (PB) 1,5% sampai dengan 9,5% adalah kontrol dengan PB 5,5% dan  $I=30\%$  karena kestabilan yang sesuai dengan set point serta waktu untuk mencapainya yang paling sedikit diantara PI yang lain yaitu 136 detik.
3. Aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif yang optimal pada pengoperasian pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* 38-600 dengan menggunakan proporsional band (PB) 2% sampai 10% adalah kontrol dengan PB 4%,  $I$  20% dan  $D$  10% karena memiliki kestabilan yang sesuai dengan set point serta waktu untuk mencapainya paling sedikit diantara PID yang lain yaitu 120 detik
4. Kontrol yang paling optimal untuk pengendalian temperatur pad *Temperature Process Rig* 38-600 dari ketiga jenis kontrol yang digunakan adalah kontro proporsional plus integral plus derivatif dengan PB 4%,  $I$  20% dan  $D$  10%.



## BAB V

### KESIMPULAN

Dari hasil analisa yang telah dilakukan maka dapat ditarik suatu kesimpulan sebagai berikut :

1. Aksi kontrol proporsional yang paling optimal pada pengoperasian pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* 38-600 dengan menggunakan proporsional band (PB) 1% sampai dengan 10% adalah kontrol dengan PB 2% karena memiliki *offset* paling kecil yaitu  $0,8^{\circ}\text{C}$  di atas set point.
2. Aksi kontrol proporsional plus integral yang paling optimal pada pengoperasian pengendalian *Temperature Process Rig* 38-600 dengan menggunakan proporsional band (PB) 1,5% sampai dengan 9,5% adalah kontrol dengan PB 5,5% dan  $I=30\%$  karena kestabilan yang sesuai dengan set point serta waktu untuk mencapainya yang paling sedikit diantara PI yang lain yaitu 136 detik.
3. Aksi kontrol proporsional plus integral plus derivatif yang optimal pada pengoperasian pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* 38-600 dengan menggunakan proporsional band (PB) 2% sampai 10% adalah kontrol dengan PB 4%,  $I$  20% dan  $D$  10% karena memiliki kestabilan yang sesuai dengan set point serta waktu untuk mencapainya paling sedikit diantara PID yang lain yaitu 120 detik

4. Kontrol yang paling optimal untuk pengendalian temperatur pada *Temperature Process Rig* 38-600 dari ketiga jenis kontrol yang digunakan adalah kontrol proporsional plus integral plus derivatif dengan PB 4%, I 20% dan D 10%.
5. Alat ini bisa diaplikasikan pada sistem pendingin mesin, sistem pemanas bahan bakar, penyedia air hangat serta pada fraksi pengolahan minyak mentah.



## DAFTAR PUSTAKA

- Gunterus, Frans. 1994. **Falsafah Dasar Sistem Pengendalian Proses**. Jakarta: Penerbit PT Elex Media Komputindo.
- Incorpera, Frank P, and Davit P. Dewitt. 1996. **Introduction to Heat Transfer**. Third Edition New York: John Willey and Sons, Inc.
- Incorpera, Frank P, and Davit P. Dewitt. 1996. **Fundamental of Heat and Mass Transfer**. Fourth Edition. New York: John Willey and Sons, Inc.
- Manual Book. **Process Control Trainer Temperature Workbook**. Feedback Instruments, Park Road.
- Ogata, Katsuhiko. 1995. **Modern Control Engineering**. Second Edition. University of Minnesota.
- Ogata, Katsuhiko. 1992. **System Dynamics**. Second Edition. University of Minnesota.
- Ogata, Katsuhiko. 1997. **Teknik Kontrol Automatik**. Jilid Satu. Edisi kedua. Jakarta: Erlangga
- Seborg, D. E. 1989. **Process Dynamics and Control**. New York: John Willey and Sons, Inc.



### Data Eksperimen untuk Kontrol Proporsional

No	PB	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1	20	71	68	stabil	Osilasi
2	2	28	-	-	stabil	Offset 0,8 <sup>0</sup> C
3	3	15	-	-	stabil	Offset 1,4 <sup>0</sup> C
4	4	18	-	-	stabil	Offset 1,5 <sup>0</sup> C
5	5	13	-	-	stabil	Offset 1,8 <sup>0</sup> C
6	6	12	-	-	stabil	Offset 2 <sup>0</sup> C
7	7	18	-	-	stabil	Offset 2,1 <sup>0</sup> C
8	8	28	-	-	stabil	Offset 2,2 <sup>0</sup> C
9	9	12	-	-	stabil	Offset 2,8 <sup>0</sup> C
10	10	12	-	-	stabil	Offset 2,9 <sup>0</sup> C

## Data Eksperimen untuk Kontrol Proporsional Plus Integral

### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=10

No	PB	I	Setting time(s)	Rise Time(s)	Settling Time(s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	10	24	137	130	stabil	Osilasi
2	2,5	10	27	100	95	stabil	Osilasi
3	3,5	10	21	204	192	stabil	Osilasi
4	4,5	10	20	144	136	stabil	Osilasi
5	5,5	10	20	142	135	stabil	Osilasi
6	6,5	10	28	187	174	stabil	=setpoint detik 301
7	7,5	10	23	163	154	stabil	=setpoint detik 273
8	8,5	10	30	163	153	stabil	=setpoint detik 425
9	9,5	10	23	153	144	Stabil	=setpoint detik 264

### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=20

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	20	21	150	111	stabil	Osilasi
2	2,5	20	18	161	150	stabil	Osilasi
3	3,5	20	22	154	145	stabil	Osilasi
4	4,5	20	23	146	138	stabil	=setpoint detik 146
5	5,5	20	22	143	134	stabil	=setpoint detik 200
6	6,5	20	18	138	130	stabil	=setpoint detik 194
7	7,5	20	33	165	155	stabil	=setpoint detik 245
8	8,5	20	18	140	133	stabil	=setpoint detik 219
9	9,5	20	17	138	130	Stabil	=setpoint detik 220

### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=30

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	30	18	174	136	stabil	Osilasi
2	2,5	30	21	144	134	stabil	Osilasi
3	3,5	30	18	138	126	stabil	Osilasi
4	4,5	30	24	140	127	stabil	=setpoint detik 140
5	5,5	30	20	136	125	stabil	=setpoint detik 136
6	6,5	30	19	145	133	stabil	=setpoint detik 145
7	7,5	30	18	136	127	stabil	=setpoint detik 187
8	8,5	30	18	147	137	stabil	=setpoint detik 233
9	9,5	30	17	146	136	Stabil	=setpoint detik 240

### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=40

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	40	33	223	183	stabil	=setpoint detik 223
2	2,5	40	23	205	180	stabil	=setpoint detik 205
3	3,5	40	26	337	293	stabil	=setpoint detik 338
4	4,5	40	19	183	163	stabil	=setpoint detik 188
5	5,5	40	29	185	170	stabil	=setpoint detik 185
6	6,5	40	27	173	157	stabil	=setpoint detik 173
7	7,5	40	23	187	172	stabil	=setpoint detik 187
8	8,5	40	21	188	173	stabil	=setpoint detik 188
9	9,5	40	25	205	185	Stabil	=setpoint detik 205



### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=50

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	50	22	232	186	stabil	Osilasi
2	2,5	50	26	256	199	stabil	=setpoint detik 259
3	3,5	50	25	243	204	stabil	=setpoint detik 249
4	4,5	50	21	238	196	stabil	=setpoint detik 243
5	5,5	50	29	230	199	stabil	=setpoint detik 231
6	6,5	50	27	236	205	stabil	=setpoint detik 237
7	7,5	50	19	290	261	stabil	=setpoint detik 291
8	8,5	50	18	232	207	stabil	=setpoint detik 237
9	9,5	50	21	251	216	Stabil	=setpoint detik 253

### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=60

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	60	35	266	254	stabil	Osilasi
2	2,5	60	24	276	226	stabil	Osilasi
3	3,5	60	21	304	228	stabil	=setpoint detik 304
4	4,5	60	29	285	234	stabil	=setpoint detik 290
5	5,5	60	26	282	238	stabil	=setpoint detik 287
6	6,5	60	21	299	246	stabil	=setpoint detik 307
7	7,5	60	31	315	273	stabil	=setpoint detik 317
8	8,5	60	28	317	286	stabil	=setpoint detik 322
9	9,5	60	27	320	288	Stabil	=setpoint detik 322

### Kontrol Proporsional Plus Integral dengan I=70

No	PB	I	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	1,5	70	32	303	253	stabil	Osilasi
2	2,5	70	34	330	283	stabil	Osilasi
3	3,5	70	35	346	308	stabil	Osilasi
4	4,5	70	31	338	277	stabil	=setpoint detik 360
5	5,5	70	22	332	275	stabil	=setpoint detik 351
6	6,5	70	21	364	290	stabil	=setpoint detik 366
7	7,5	70	20	345	294	stabil	=setpoint detik 350
8	8,5	70	18	359	297	stabil	=setpoint detik 359
9	9,5	70	43	351	305	Stabil	=setpoint detik 379

## Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=60,D=10

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	1	60	10	28	259	211	stabil	Osilasi
2	2	60	10	20	220	206	stabil	Osilasi
3	3	60	10	22	291	255	stabil	=setpoint detik 291
4	4	60	10	25	287	240	stabil	=setpoint detik 300
5	5	60	10	21	305	365	stabil	=setpoint detik 310
6	6	60	10	99	316	271	stabil	=setpoint detik 319
7	7	60	10	20	299	241	stabil	=setpoint detik 300
8	8	60	10	15	276	268	stabil	=setpoint detik 283
9	9	60	10	26	284	252	Stabil	=setpoint detik 284
10	10	60	10	10	289	262	Stabil	=setpoint detik 289

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan PB=5,I=60

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	5	60	20	27	316	238	Stabil	=setpoint detik 320
2	5	60	30	18	273	220	Stabil	=setpoint detik 274
3	5	60	40	33	280	236	Stabil	=setpoint detik 296
4	5	60	50	29	276	285	Stabil	=setpoint detik 276
5	5	60	60	29	302	238	Stabil	=setpoint detik 311
6	5	60	80	47	321	258	Stabil	=setpoint detik 370
7	5	60	90	33	300	248	Stabil	=setpoint detik 358
8	5	60	100	42	365	275	Stabil	=setpoint detik 372



### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=20,D=10

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	20	10	22	114	109	Stabil	Osilasi
2	3	20	10	25	133	125	Stabil	Osilasi
3	4	20	10	21	120	114	Stabil	=setpoint detik 120
4	5	20	10	18	127	119	Stabil	=setpoint detik 127
5	6	20	10	22	127	122	Stabil	=setpoint detik 170
6	7	20	10	20	127	120	Stabil	=setpoint detik 179
7	8	20	10	22	134	127	Stabil	=setpoint detik 258
8	9	20	10	24	136	129	Stabil	=setpoint detik 276
9	10	20	10	24	140	134	Stabil	=setpoint detik 288

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=20,D=20

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	20	20	38	151	147	Stabil	Osilasi
2	3	20	20	26	132	125	Stabil	Osilasi
3	4	20	20	25	126	119	Stabil	Osilasi
4	5	20	20	26	121	116	Stabil	=setpoint detik 136
5	6	20	20	24	131	124	Stabil	=setpoint detik 265
6	7	20	20	26	135	128	Stabil	=setpoint detik 276
7	8	20	20	26	136	130	Stabil	=setpoint detik 276
8	9	20	20	26	142	136	Stabil	=setpoint detik 294
9	10	20	20	22	144	136	Stabil	=setpoint detik 305

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=20,D=30

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	20	30	29	137	130	Stabil	Osilasi
2	3	20	30	27	138	134	Stabil	Osilasi
3	4	20	30	32	148	142	Stabil	Osilasi
4	5	20	30	31	179	160	Stabil	Osilasi
5	6	20	30	27	137	130	Stabil	Osilasi
6	7	20	30	30	138	132	Stabil	Osilasi
7	8	20	30	28	144	137	Stabil	=setpoint detik 304
8	9	20	30	28	154	146	Stabil	=setpoint detik 323
9	10	20	30	29	155	147	Stabil	=setpoint detik 333

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan I=30,D=10

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	1	30	10	34	153	148	Stabil	Osilasi
2	2	30	10	24	166	157	Stabil	Osilasi
3	3	30	10	21	163	117	Stabil	=setpoint detik 163
4	4	30	10	18	121	114	Stabil	=setpoint detik 169
5	5	30	10	18	125	118	Stabil	=setpoint detik 125
6	6	30	10	20	136	129	Stabil	=setpoint detik 136
7	7	30	10	23	136	129	Stabil	=setpoint detik 179
8	8	30	10	20	142	134	Stabil	=setpoint detik 142
9	9	30	10	21	143	136	Stabil	=setpoint detik 220
10	10	30	10	21	150	142	Stabil	=setpoint detik 242



### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30, D=20$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	2	30	20	22	171	133	Stabil	Osilasi
2	3	30	20	22	136	126	Stabil	Osilasi
3	4	30	20	26	138	129	Stabil	Osilasi
4	5	30	20	25	136	128	Stabil	=setpoint detik 136
5	6	30	20	24	138	130	Stabil	=setpoint detik 138
6	7	30	20	27	152	144	Stabil	=setpoint detik 152
7	8	30	20	24	144	136	Stabil	=setpoint detik 144
8	9	30	20	24	151	143	Stabil	=setpoint detik 151
9	10	30	20	24	149	142	Stabil	=setpoint detik 332

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30, D=30$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	2	30	30	28	183	145	Stabil	Osilasi
2	3	30	30	27	168	157	Stabil	Osilasi
3	4	30	30	25	170	156	Stabil	Osilasi
4	5	30	30	27	168	154	Stabil	Osilasi
5	6	30	30	25	156	145	Stabil	Osilasi
6	7	30	30	31	170	157	Stabil	=setpoint detik 247
7	8	30	30	28	173	161	Stabil	=setpoint detik 437
8	9	30	30	28	179	167	Stabil	=setpoint detik 287
9	10	30	30	27	181	168	Stabil	=setpoint detik 296



### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30, D=40$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	2	30	40	26	182	147	Stabil	Osilasi
2	3	30	40	27	160	148	Stabil	Osilasi
3	4	30	40	26	154	144	Stabil	Osilasi
4	5	30	40	29	165	153	Stabil	Osilasi
5	6	30	40	31	173	160	Stabil	Osilasi
6	7	30	40	30	176	159	Stabil	=setpoint detik 154
7	8	30	40	30	170	157	Stabil	=setpoint detik 274
8	9	30	40	30	177	163	Stabil	=setpoint detik 289
9	10	30	40	30	181	166	Stabil	=setpoint detik 303

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=30, D=50$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	2	30	50	28	170	164	Stabil	Osilasi
2	3	30	50	31	172	160	Stabil	Osilasi
3	4	30	50	29	162	152	Stabil	Osilasi
4	5	30	50	29	198	180	Stabil	Osilasi
5	6	30	50	29	173	160	Stabil	Osilasi
6	7	30	50	29	162	152	Stabil	Osilasi
7	8	30	50	29	166	155	Stabil	Osilasi
8	9	30	50	30	172	162	Stabil	=setpoint detik 251
9	10	30	50	32	183	170	Stabil	=setpoint detik 301

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=40D=10$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	40	10	18	160	155	Stabil	Osilasi
2	3	40	10	16	169	162	Stabil	Osilasi
3	4	40	10	21	207	161	Stabil	=setpoint detik 207
4	5	40	10	19	190	156	Stabil	=setpoint detik 202
5	6	40	10	14	161	143	Stabil	=setpoint detik 194
6	7	40	10	15	153	141	Stabil	=setpoint detik 153
7	8	40	10	26	175	164	Stabil	=setpoint detik 175
8	9	40	10	16	157	147	Stabil	=setpoint detik 157
9	10	40	10	24	195	178	Stabil	=setpoint detik 291

### Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan $I=40D=20$

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	40	20	24	213	169	Stabil	Osilasi
2	3	40	20	25	194	176	Stabil	Osilasi
3	4	40	20	20	192	156	Stabil	Osilasi
4	5	40	20	18	183	161	Stabil	=setpoint detik 183
5	6	40	20	18	166	150	Stabil	=setpoint detik 166
6	7	40	20	33	176	163	Stabil	=setpoint detik 176
7	8	40	20	20	176	165	Stabil	=setpoint detik 263
8	9	40	20	21	173	160	Stabil	=setpoint detik 246
9	10	40	20	27	190	174	Stabil	=setpoint detik 190



**Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan  $I=40D=30$**

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	40	30	23	195	166	Stabil	Osilasi
2	3	40	30	21	212	166	Stabil	Osilasi
3	4	40	30	24	191	162	Stabil	Osilasi
4	5	40	30	24	187	157	Stabil	Osilasi
5	6	40	30	23	174	154	Stabil	=setpoint detik 174
6	7	40	30	30	176	160	Stabil	=setpoint detik 176
7	8	40	30	20	181	164	Stabil	=setpoint detik 281
8	9	40	30	30	294	175	Stabil	=setpoint detik 294
9	10	40	30	23	190	174	Stabil	=setpoint detik 190

**Kontrol Proporsional Plus Integral Plus Derivatif dengan  $I=50D=10$**

No	PB	I	D	Setting time (s)	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kesta bilan	Keterangan
1	2	50	10	15	180	170	Stabil	Osilasi
2	3	50	10	14	211	170	Stabil	Osilasi
3	4	50	10	16	250	200	Stabil	Osilasi
4	5	50	10	13	238	184	Stabil	=setpoint detik 265
5	6	50	10	14	240	196	Stabil	=setpoint detik 244
6	7	50	10	15	251	188	Stabil	=setpoint detik 253
7	8	50	10	18	254	206	Stabil	=setpoint detik 254
8	9	50	10	14	236	191	Stabil	=setpoint detik 238
9	10	50	10	16	261	210	Stabil	=setpoint detik 264



### Analisa Hasil Pengendalian yang Optimal

No	Jenis kontrol	PB	I	D	Rise Time (s)	Settling Time (s)	Kestabilan	Keterangan
1	P	2			-	-	Stabil	Offset 0,8°C
2	PI	9,5	10		153	144	Stabil	=setpoint detik 264
3	PI	4,5	20		146	138	Stabil	=setpoint detik 164
4	PI	5,5	30		136	125	Stabil	=setpoint detik 136
5	PI	6,5	40		173	157	Stabil	=setpoint detik 173
6	PI	5,5	50		230	199	Stabil	=setpoint detik 231
7	PI	5,5	60		282	238	Stabil	=setpoint detik 287
8	PI	7,5	70		345	294	Stabil	=setpoint detik 350
9	PID	8	60	10	276	268	Stabil	=setpoint detik 283
10	PID	5	60	30	273	220	Stabil	=setpoint detik 274
11	PID	4	20	10	120	114	Stabil	=setpoint detik 120
12	PID	5	20	20	121	116	Stabil	=setpoint detik 136
13	PID	7	20	30	144	137	Stabil	=setpoint detik 304
14	PID	5	30	10	125	118	Stabil	=setpoint detik 125
15	PID	5	30	20	136	128	Stabil	=setpoint detik 136
16	PID	7	30	30	170	157	Stabil	=setpoint detik 247
17	PID	7	30	40	176	159	Stabil	=setpoint detik 154
18	PID	9	30	50	172	162	Stabil	=setpoint detik 251
19	PID	7	40	10	153	141	Stabil	=setpoint detik 153
20	PID	6	40	20	166	150	Stabil	=setpoint detik 166
21	PID	6	40	30	174	154	Stabil	=setpoint detik 174
22	PID	6	50	10	236	191	Stabil	=setpoint detik 238



## LEMBAR EVALUASI PRESENTASI PROPOSAL (P-1) TUGAS AKHIR

telah membaca, menimbang, dan mempelajari Presentasi Proposal Tugas Akhir yang dilaksanakan oleh:

nama / NRP  
Judul Proposal

AGUNG B / 97-025

Analisa aksi kontrol temperatur pada  
alat kontrol Procon 38-CO2 WB.

Tim Dosen Penilai memutuskan mahasiswa tersebut diatas :

1. Menerima proposal tanpa perbaikan
2. Menerima proposal dengan perbaikan atau catatan
3. Menolak proposal.

menetapkan Dosen Pembimbing Tugas Akhir ybs adalah:

1. Ir. Sardono S. MSc.

sebagai Dosen Pembimbing Utama

2. DR. Ir. Abd. Munif MEng

sebagai Dosen Pembimbing Pendamping

hal yang menjadi catatan pada penulisan Proposal Tugas Akhir tersebut adalah:  
(diperlukan dapat dilanjutkan pada halaman kosong dibalik)

sebelum supaya dikonsultasikan lebih rinci  
dengan dosen pembimbing

abaya, .....

Dosen Penilai Presentasi Proposal Tugas Akhir,

Tanda Tangan

Hari P

(Ketua Tim)

1

AIRIES P.H

(Anggota)

3

for Muf

(Anggota)

5

Jark dono

(Anggota)

6

Tanda tangan mahasiswa

Abdianto





## LEMBAR EVALUASI PRESENTASI INTERIM (P-2) TUGAS AKHIR

in membaca, menimbang, dan mempelajari Presentasi Interim Tugas Akhir yang dilaksanakan oleh:

Mahasiswa : Agung Budiarto NRP: 4297100025  
Tugas Akhir : Analisa Aksi Kontrol temperatur  
pada Alat ~~kontrol~~ "temperature process Rig"  
38-002 WB  
Pembimbing: 1. Ir. Sardonio S. MSC  
2. DR. Ir. Mhd. Munif MEng

im Dosen Penilai memutuskan mahasiswa tersebut diatas :

langsung mengikuti Presentasi Akhir Istimewa (P3+) pada tanggal 7 Mei 2002

melanjutkan penulisan TA dan mengikuti Presentasi Akhir Reguler (P3) pada tanggal Minggu III Juli 2002

melanjutkan penulisan TA dan mengikuti Presentasi Interim (P2) pada semester berikutnya.

membatalkan penulisan TA.

yang menjadi catatan pada penulisan Tugas Akhir tersebut adalah:  
tidak dapat dilanjutkan pada halaman kosong dibalik)



01 Mei 2002

Penilai Presentasi Interim Tugas Akhir,

Masroeri MEng  
Prastono  
SCE PRASADIA  
Priyanta  
RIES  
R. S.  
R. S.

(Ketua Tim)  
(Anggota)  
(Anggota)  
(Anggota)  
(Anggota)  
(Anggota)

Tanda Tangan

1.   
2.   
3.   
4.   
5.   
6.   
7.   
8.

Tanda tangan mahasiswa

Agung Budiarto